

**MEJORAMIENTO (UPGRADING) DE CRUDOS
PESADOS Y EXTRAPESADOS POR INYECCIÓN DE
VAPOR SOBRECALENTADO Y CATALIZADORES
EN OLEODUCTOS (TUBERIA)**

**ADRIANA LUCIA GUERRERO ACONCHA
LUIS EDUARDO VACA AGUDELO**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICO – QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2.007

**MEJORAMIENTO (UPGRADING) DE CRUDOS
PESADOS Y EXTRAPESADOS POR INYECCIÓN DE
VAPOR SOBRECALENTADO Y CATALIZADORES
EN OLEODUCTOS (TUBERIA)**

**ADRIANA LUCIA GUERRERO ACONCHA
LUIS EDUARDO VACA AGUDELO**

**Trabajo de Grado para optar al título de
Ingeniero Químico**

Director

**JORGE LUIS GROSSO VARGAS
Ingeniero Químico**

Codirector

**OMAR ARMANDO GELVEZ AROCHA
Ingeniero Mecánico**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE CIENCIAS FÍSICO – QUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2.007

*A MIS PADRES Y HERMANO POR EL AMOR Y APOYO QUE ME
HAN BRINDADO
A LUCHIS POR SU AMOR Y COMPRENSION
A SASHIS Y BOGY POR SU CARIÑO Y COMPAÑIA*

ADRIANA

A DIOSITO POR LA FUERZA QUE ME DIO EN LOS MOMENTOS MAS
DIFICILES.

A MIS PADRES HELENITA Y LUISITO POR SU AMOR Y APOYO
INCONDICIONAL.

A MIS HERMANOS FERCHA, CAMILO Y AZA QUE SIEMPRE CUENTO CON
ELLOS.

A LA MUJER DE MI VIDA ADRIANITA POR SU AMOR, CARIÑO Y
DEDICACIÓN.

Y A TODAS LAS PERSONAS QUE HICIERON POSIBLE LA CULMINACIÓN DE
ESTE PROYECTO.

LUIS EDUARDO

AGRADECIMIENTOS

Agradecemos a:

INGENIERO QUIMICO, Msc JORGE LUIS GROSSO director de este proyecto por su apoyo y esfuerzo para la exitosa culminación de este proyecto.

INGENIERO MECANICO, OMAR GELVEZ AROCHA codirector del proyecto.

LABORATORIO DE OPERACIONES UNITARIAS, por la ayuda prestada en el desarrollo de este trabajo.

INGENIERO QUIMICO, GUILLERMO ACEROS, por su colaboración en la caracterización de los productos.

A PEDRO CALDAS, técnico de planta física de la UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER.

A nuestro amigo el Ingeniero Químico ALEXANDER QUITIAN ARCINIEGAS por su apoyo y colaboración.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCION	1
1. MARCO TEÓRICO	2
1.1. GENERALIDADES DEL PETROLEO	2
1.1.1. Composición del petróleo crudo.	3
1.1.1.1. Hidrocarburos.	3
1.1.1.2. Compuestos No-Hidrocarburos.	5
1.1.1.3. Compuestos Metálicos.	5
1.1.2.1. Densidad, gravedad específica y gravedad API.	5
1.1.2.2. Contenido de Sal.	6
1.1.2.3. Contenido de azufre.	7
1.1.2.4. Punto de fluidez.	7
1.1.2.5. Contenido de cenizas	7
1.1.2. Propiedades del petróleo	5
1.1.3. Clasificación del petróleo crudo.	7
1.2. MEJORAMIENTO (UPGRADING) DE CRUDOS	9
1.2.1. Cracking.	10
1.2.2. Hidrogenación.	12
1.2.3. Viscosreducción.	13
1.2.4. Aquaconversion	15
1.3. MECANISMO DE REACCIÓN EN PROCESOS TERMICOS DEL PETRÓLEO	16
1.4 HIDROGENACION DE HIDROCARBUROS EN CATALISIS HOMOGENEA	17
1.4.1. Catalizadores.	17
1.4.2. Hidrogenación de aromáticos.	18
2. BANCO DE PRUEBAS	20
2.1. DISEÑO DEL SOBRECALENTADOR DE VAPOR	22
2.1.1. Balance de energía del Sobrecalentador de vapor.	23
2.1.2. Selección del sistema de calentamiento.	23
2.1.2.1. Resistencias eléctricas.	24
2.1.2.2. Selección del tipo de resistencia.	24
2.1.3. Dimensionamiento.	26
2.1.3.1. Longitud del Sobrecalentador de vapor.	26
2.1.3.2. Espesor del Aislante.	29
2.1.4. Control de temperatura.	32
2.2. DISEÑO DEL REACTOR	33
2.2.1. Dimensiones y selección el material de construcción del reactor.	34
2.2.2. Bridas.	35
2.2.3. Aislante del Reactor.	36
2.2.4. Tornillo Transportador.	37
2.3. ACCESORIOS	39
2.3.1 Platina de orificio.	39
2.3.1.1. Brida para la platina de orificio.	42

2.3.2. Condensador.	43
2.3.2.1. Balance de energía del condensador.	44
3. DESARROLLO EXPERIMENTAL	46
3.1. DISEÑO DE EXPERIMENTOS.	46
3.2. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL.	47
3.2.1. Preparación del catalizador.	48
3.2.2. Pre calentamiento del sistema.	49
3.2.3. Acondicionamiento de la carga.	49
3.2.4. Estabilización del sistema.	49
3.2.5. Registro de datos.	49
3.2.6. Caracterización de los productos.	49
3.3. DATOS EXPERIMENTALES DEL BANCO DE PRUEBAS.	50
3.3.1. Platina de orificio.	50
3.3.2. Sobrecalentador.	51
3.3.3. Condensadores.	53
3.3.4. Consumo Energéticos.	57
4. RESULTADOS Y ANALISIS DE RESULTADOS	58
4.1. BALANCES DE MASA.	58
4.2. GRAVEDAD API.	60
4.3. VISCOSIDADES.	62
4.4. ANÁLISIS TÉRMICO GRAVIMETRICO.	65
4.5 TRANSPORTE DE CRUDOS PESADOS POR TUBERIA.	69
5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	73
6. BIBLIOGRAFÍA	75
ANEXOS	78

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Parámetros de entrada diseño del sobrecalentador de vapor.	21
Tabla 2. Entalpías del vapor.	22
Tabla 3. Datos para el espesor de aislante del sobrecalentador de vapor.	30
Tabla 4. Resultados obtenidos para el aislante del sobrecalentador del vapor.	30
Tabla 5. Parámetros de entrada diseño del reactor.	32
Tabla 6. Dimensiones de la brida según estándares ASME.	34
Tabla 7. Datos para el cálculo del espesor del aislante para el reactor.	35
Tabla 8. Resultados del programa ECOWIN green.	35
Tabla 9. Dimensiones del tornillo transportador.	36
Tabla 10. Datos de entrada para el cálculo de la platina de orificio.	40
Tabla 11. Diámetro de la platina de orificio.	40
Tabla 12. Dimensiones de las bridas para placa de orificio.	41
Tabla 13. Requerimientos para la selección del condensador.	42
Tabla 14. Entalpías de vapor para el condensador.	43
Tabla 15. Formulación de catalizador para procesos de conversión con vapor.	44
Tabla 16. Variables seleccionadas para la experimentación.	45
Tabla 17. Matriz de diseño factorial.	45
Tabla 18. Resultados de la calibración del medidor de flujo.	49
Tabla 19. Datos de operación del condensador 1.	53
Tabla 20. Datos de operación del condensador 2.	54
Tabla 21. Consumo de gas natural.	55
Tabla 22. Consumo de Kwh.	55
Tabla 23. Balances de Masa-Diseño factorial.	56
Tabla 24. Rendimiento de productos livianos.	57
Tabla 25. Concentración de catalizador en los productos pesados.	65

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Naftenos.	3
Figura 2. Compuestos aromáticos.	4
Figura 3. Diferencia de densidades.	6
Figura 4. Representación de los aspectos químicos de la refinación.	9
Figura 5. Procesamiento del petróleo.	10
Figura 6. Proceso típico de viscorreducción.	14
Figura 7. Estabilidad de los productos de la viscorreducción.	14
Figura 8. Diagrama del proceso de aquaconversion.	15
Figura 9. Hidrogenación de aromáticos.	18
Figura 10. Banco de Pruebas.	20
Figura 11. Diagrama de flujo del sistema de producción de vapor.	21
Figura 12. Resistencias eléctricas recubiertas con cerámico.	23
Figura 13. Resistencia sumergible.	24
Figura 14. Sistema de control de temperatura.	31
Figura 15. Diagrama del sistema de control.	31
Figura 16. Reactor.	32
Figura 17. Dimensiones de la brida según estándares ASME.	34
Figura 18. Programa ECOWIN green.	35
Figura 19. Tornillo transportador.	36
Figura 20. Foto reactor.	37
Figura 21. Medidor de orificio.	37
Figura 22. Dimensiones brida de platina de orificio.	41
Figura 23. Diagrama condensador.	42
Figura 24. Procedimiento Experimental.	46
Figura 25. Procedimiento para la preparación del catalizador.	46
Figura 26. Calibración de la platina de orificio.	48
Figura 27. Tomas de temperatura en el sistema de sobrecalentamiento.	50
Figura 28. Curvas de operación del sistema de sobrecalentamiento de vapor.	50
Figura 29. Variación de la temperatura con respecto al flujo.	51
Figura 30. Esquema de la configuración del sistema de condensadores.	52
Figura 31. Foto condensadores.	52
Figura 32. °API de los productos livianos de la conversión con vapor.	58
Figura 33. °API de los productos pesados de la conversión con vapor.	59
Figura 34. Viscosidad de los Productos Livianos a 27 °C.	60
Figura 35. Viscosidad de los productos pesados.	61
Figura 36. Viscosidad a 27°C del crudo reconstituido para los productos de la conversión con vapor y catalizador.	63
Figura 37. Perdida de peso en los productos livianos vs. Temperatura.	64
Figura 38. Perdida de peso en los productos pesados vs. Temperatura.	65
Figura 39. Perdida de peso vs. Temperatura para el crudo reconstituido.	66
Figura 40. Perdida de cabeza por longitud de tubería.	70
Figura 41. Potencia de bombeo (L=10km)	70

LISTA DE ANEXOS.

	Pág.
ANEXO A. RESISTENCIAS DE CALENTAMIENTO Y MATERIALES AISLANTES	76
ANEXO B. FUNDAMENTOS TEORICOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y MECANICA DE FLUIDOS	85
ANEXO C. ASSAY DEL CRUDO SAN FERNANDO	95

RESUMEN

TITULO: MEJORAMIENTO (UPGRADING) DE CRUDOS PESADOS Y EXTRAPESADOS POR LA INYECCIÓN DE VAPOR SOBRECALENTADO Y CATALIZADORES EN OLEODUCTOS (TUBERÍA)*.

Autor(es): Adriana Lucia Guerrero Aconcha, Luis Eduardo Vaca Agudelo. **

Palabras clave: Mejoramiento de crudos, cracking, hidrogenación, viscosidad.

Los crudos pesados se caracterizan por su bajo contenido de fracciones livianas, baja gravedad API (alta densidad) y *alta viscosidad*, lo cual dificulta su transporte, varios métodos han sido estudiados para el transporte de crudos pesados por tubería, entre los cuales se encuentran: Calentamiento del crudo y aislamiento de la tubería, adición de un solvente, formación de un conducto anular de agua alrededor de un crudo y emulsificación del crudo en agua.¹

El método estudiado en este trabajo logra combinar el calentamiento del crudo y la adición de un solvente, esto se logra por la adición de vapor sobrecalentado y catalizadores en fase homogénea. La presencia de los catalizadores promueve la hidrólisis del agua (la cual es la fuente de hidrógeno) y la hidrogenación del crudo previamente craqueado debido al calentamiento producido por el contacto con el vapor.² Lo anterior produce un aumento en la cantidad de fracciones livianas, las cuales actúan como solvente de las fracciones pesadas.

En este trabajo de grado se estudió el efecto de la inyección de catalizadores en fase homogénea y vapor a altas temperaturas en las propiedades del crudo extrapesado San Fernando; para tal propósito se diseñó y construyó un banco de pruebas y se evaluaron propiedades como gravedad API, viscosidad y contenido de compuestos volátiles, como resultado de la mejora de los productos obtenidos se observa un aumento en la gravedad API, aumento de compuestos volátiles y disminución de la viscosidad, esto conlleva a menores requerimientos en la potencia de bombeo respecto a la calculada para el crudo San Fernando.

* Trabajo de Grado

** Facultad de Ingenierías Físico-Químicas, Escuela de Ingeniería Química, Director: GROSSO, Jorge Luís. Ingeniero Químico, Ms.c

¹ CHIRINOS, et al., (1998). Treatment of viscous crude oils. US Patent 4.915.819.

² CARRAZZA, et al (1996). Process and catalyst for upgrading heavy hydrocarbon. US Patent 5,688,395

ABSTRACT

TITLE: HEAVY OIL AND EXTRA-HEAVY OIL UPGRADING BY SUPER HEATED STEAM AND CATALYST INJECTION IN PIPE LINES.*

Authors: Adriana Lucia Guerrero Aconcha, Luís Eduardo Vaca Agudelo.**

Key words: Crude Upgrading, cracking, hydrogenation, viscosity.

The heavy oils are characterized by their low content of light fractions, low gravity API (High Density) and high viscosity, which makes difficult their transportation, several methods have been studied for the transport of heavy oil by pipe, for instance: Addition of a solvent, heating crude and isolation of the pipe, formation of an annular water conduit around crude and emulsion of the crude in water.

The method studied in this work manages to combine the heating of the crude and the addition of a solvent, this is obtained by the addition of superheated steam and catalysts in homogenous phase. The presence of the catalysts promotes hydrolysis of the water (which is the hydrogen source) and the hydrogenation of the crude previously cracking due to the heating produced by the contact with the steam. This produces an increase in the amount of light fractions, which act like solvent of the heavy fractions.

In this work the effect of the injection of catalysts in homogenous phase and steam to high temperatures in the properties of the extra-heavy oil San Fernando were studied; for such intention it was designed and constructed a pilot plant, in addition properties like gravity API, viscosity and volatile compound content were evaluated, as resulting from the improvement of obtained products it is observed an increase in the gravity API, increase of volatile compounds and diminution of viscosity, in consequences smaller values in the power of pumping with respect to the calculated for San Fernando crude are required.

* Work of degree

** Faculty of Physical-Chemical Engineering and Faculty of Physical-Mechanical Engineering. Chemical Engineering and Mechanical Engineering. Director: GROSSO, Jorge Luis, Chemical Engineer, Ms.c

INTRODUCCION

Actualmente el mundo atraviesa por una crisis energética ocasionada por los altos precios del petróleo, razón por la cual los combustibles fósiles no convencionales han tomado importancia. No obstante, las fuertes exigencias del mercado por crudos de alta calidad y con excelentes cualidades para su transporte son un obstáculo para la comercialización de crudos extra pesados, sin embargo la disminución de la producción y reservas de crudos convencionales y la exigencia de ductos en las refinerías hacen necesario buscar mecanismos para no solo explotar o producir los crudos pesados y crudos extra pesados sino transportarlos para ubicarlos en refinerías y/o en puertos.

En este trabajo de grado se estudió el efecto de la inyección de catalizadores y vapor a altas temperaturas en las propiedades del crudo extrapesado san fernando; para tal propósito se diseño y construyo un banco de pruebas el cual a su vez debe satisfacer las necesidades de diferentes trabajos de grado que requieren de inyección de vapor en combustibles fósiles.

Se estudió el efecto de la temperatura de vapor y presencia de catalizador (el cual promueve la hidrólisis del agua y la hidrogenación de hidrocarburos), en la calidad de productos obtenidos, para lo cual se evaluaron propiedades como gravedad API, viscosidad y contenido de compuestos volátiles.

Como resultado de la mejora de los productos obtenidos se observa una disminución en la potencia de bombeo respecto a la calculada para el crudo San Fernando.

1. MARCO TEÓRICO

1.1. GENERALIDADES DEL PETROLEO

El petróleo es un líquido inflamable, se encuentra principalmente en yacimientos asociados con rocas sedimentarias. Si bien, no se ha establecido exactamente como se origina el petróleo, es normalmente aceptado que el petróleo deriva de restos de animales marinos y plantas sujetas a altas temperaturas y presiones. También se cree que la transformación pudo ser catalizada por constituyentes de las rocas³. Sin importar sus orígenes todos los crudos son constituidos principalmente por mezclas de hidrocarburos con cantidades variable de compuestos de azufre, nitrógeno y oxígeno.

Los metales en forma de sales orgánicas o compuesto órgano metálicos están presentes en el petróleo en pequeñas cantidades. La proporción de los diferentes constituyentes del petróleo varía apreciablemente de un yacimiento a otro.

Normalmente el petróleo crudo no es utilizado directamente como combustible o como alimentación para la producción de químicos. Esto es debido a la compleja naturaleza de las mezclas encontradas en el petróleo y a la presencia de algunas impurezas que son corrosivas o inconvenientes (venenosas) para los procesos catalíticos.

El petróleo es refinado para separarlo en fracciones que se pueden usar como combustibles, lubricantes o como alimentación a procesos petroquímicos. Un conocimiento general de la composición del petróleo es esencial para establecer una estrategia de proceso.

³ MATAR, Sami; HATCH, Lewis. "Chemistry of Petrochemical Processes" Gulf Publishing Company: United States. 2nd Edition. 2000

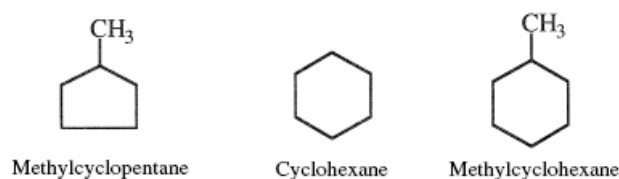
1.1.1. Composición del petróleo crudo. El petróleo está compuesto por los siguientes grupos:

- Hidrocarburos (compuestos de carbono e hidrógeno)
- Compuesto no-hidrocarburos
- compuestos orgánicos metálicos y sales inorgánicas (compuestos metálicos)

1.1.1.1. Hidrocarburos. Son el principal constituyente del petróleo. Todas las clases de hidrocarburos están presentes en el crudo excepto los alquenos y alquinos. Este es el principal indicativo de que el petróleo se ha originado bajo atmósferas reducidas. A continuación, una breve descripción de las diferentes clases de hidrocarburos encontrados en todos los crudos:

- Alcanos (Parafinas): Los alcanos son hidrocarburos saturados que tienen la fórmula general C_nH_{2n+2} . El alcano más simple, metano CH_4 , es el principal constituyente del gas natural. Metano, etano, propano y butano son hidrocarburos gaseosos a presión atmosférica y temperatura ambiente. Los alcanos normales (n-alcanos n-parafinas) son hidrocarburos de cadena recta, no tienen ramificaciones. Los alcanos ramificados son hidrocarburos saturados con un sustituto alquilo o una rama lateral de la cadena principal.
- Parafinas cíclicas (naftenos): Son hidrocarburos cíclicos saturados, conocidos normalmente como naftenos. Su proporción depende del tipo de crudo. Están normalmente presentes en las fracciones ligeras y pesadas de nafta.

Figura 1. Naftenos.

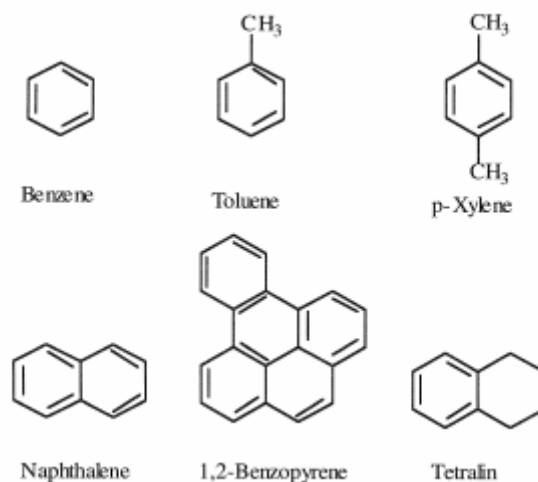


Fuente: MATAR, Sami; HATCH, Lewis. "Chemistry of Petrochemical Processes". Gulf Publishing Company: United States. 2nd Edition. 2000

- **Compuestos aromáticos:** Los compuestos aromáticos mas pequeños están presentes en pocas cantidades en el petróleo y en las fracciones ligeras. Los compuestos aromáticos mas simples son el benceno, tolueno y xileno, son todos compuestos mononucleares. El benceno, tolueno y xileno (BTX) son importantes petroquímicos intermedios, además de componentes de la gasolina. La separación de los BTX por la destilación de petróleo crudo no es fácil porque están presentes en bajas concentraciones. Enriquecer una fracción de nafta con esos componentes es posible mediante procesos de reformado.

Los aromáticos binucleares se encuentran en las fracciones pesadas de nafta. Los aromáticos trinucleares y polinucleares en combinación con los compuestos heterocíclicos son el mayor constituyente de los crudos pesados y de residuos. Los asfáltenos son mezclas complejas de aromáticos y compuestos heterocíclicos. Los siguientes son ejemplos representativos de algunos compuestos aromáticos encontrados en los crudos

Figura 2. Compuestos aromáticos.



Fuente: MATAR, Sami y HATCH, Lewis. “Chemistry of petrochemical processes” 2nd edición. Pag 14

1.1.1.2. Compuestos No-Hidrocarburos. Varios tipos de compuestos no hidrocarburos se encuentran en el petróleo. Los más importantes son los compuestos orgánicos de azufre, nitrógeno y oxígeno. La presencia de esas impurezas es perjudicial y puede causar problemas en los procesos catalíticos.

1.1.1.3. Compuestos Metálicos. Muchos metales están presentes en el petróleo. Algunos de los más abundantes son sodio, calcio, magnesio, aluminio, hierro, vanadio y níquel. Estos están presentes como sales inorgánicas como cloruro de sodio o de magnesio o también como compuestos órgano metálico. El calcio y el magnesio pueden formar sales o jabones con ácidos carboxílicos, esos compuestos actúan como emulsificantes, lo cual, es indeseable. El desalado del crudo es un paso necesario para reducir esas sales.

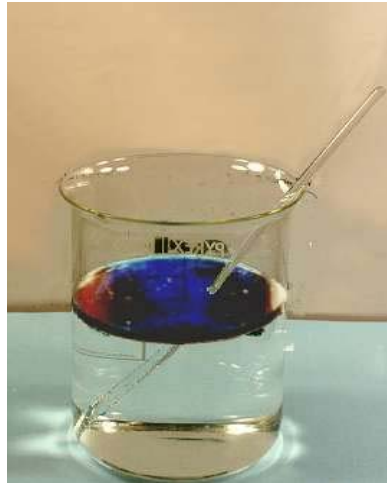
1.1.2. Propiedades del petróleo. Los crudos difieren apreciablemente en sus propiedades acorde a su origen y proporción de los distintos componentes. Los crudos ligeros generalmente dan mayores rendimientos de destilados medios y ligeros y son vendidos a mejores precios. Los crudos que contienen un alto porcentaje de impurezas, tales como los compuestos de azufre, son menos deseables que los crudos con bajo contenido de azufre, por ser altamente corrosivos y por el sobre costo que requiere su tratamiento. Para una refinería, es necesario establecer ciertos criterios para diferenciar un crudo de otro y escoger el mejor esquema de proceso. Los siguientes son algunos de los más importantes tests usados para determinar las propiedades de un crudo.

1.1.2.1. Densidad, gravedad específica y gravedad API. La densidad es definida como la masa por unidad de volumen de un material a una temperatura específica. Una unidad más usada en la industria del petróleo es la gravedad específica, la cual es la relación del peso de un volumen dado de un material y el peso del mismo volumen de agua medido a la misma temperatura. La gravedad API (American Petroleum Institute) es otra forma de expresar la masa relativa de un crudo. La gravedad API puede ser calculada matemáticamente, usando la siguiente ecuación:

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{Sp.gr\ 60/60^{\circ}F} - 131.5 \quad \text{Eq. 1.1}$$

Un bajo API indica que es un crudo pesado, un alto API pertenece a un crudo liviano.

Figura 3. Diferencia de densidades.



Fuente: www.mipatagonia.com

1.1.2.2. Contenido de Sal. El contenido de sal es expresado en miligramos de cloruro de sodio por litro de crudo (o libras/barril) indica la cantidad de sal disuelta en agua. El agua en los crudos esta presente principalmente como emulsión. Un crudo con alto contenido de sal presenta serios problemas de corrosión durante los procesos de refinación. Además, el alto contenido de sal en los crudos es la principal causa de taponamiento en los intercambiadores de calor.

1.1.2.3. Contenido de azufre. Determinar el contenido de azufre en los crudos es importante porque la cantidad de azufre indica el tipo de tratamiento requerido para la destilación. Para determinar el contenido de azufre una muestra del crudo es quemada en una corriente de aire. Todos los compuestos de azufre se oxidan a dióxido de azufre, los cuales se oxidan a trióxido de azufre y finalmente valorados con un álcali estándar.

1.1.2.4. Punto de fluidez. El punto de fluidez de un crudo es la temperatura mas baja a la cual se observa fluir el crudo a las condiciones del test. El punto de fluidez indica la cantidad de parafinas encontradas en un crudo. El tratamiento y transporte del petróleo es difícil a temperaturas menores a su punto de fluidez, frecuentemente, se usan aditivos químicos conocidos como depresores del punto de fluidez para mejorar las propiedades de flujo. Las n-parafinas de 16-60 átomos de carbono, son responsables de la precipitación a temperatura ambiente. En los destilados medios, menos de 1% de parafinas pueden ser suficientes para causar la solidificación.

1.1.2.5. Contenido de cenizas. Este test indica la cantidad de constituyentes metálicos de un crudo. Las cenizas después de completar la combustión de una muestra de crudo consisten de sales metálicas estables, óxidos metálicos y óxido de silicio.

1.1.3. Clasificación del petróleo crudo. La apreciable diferencia es el resultado de la variable proporción en los componentes del crudo. Los crudos pueden ser arbitrariamente clasificados en tres o cuatro grupos dependiendo de la relación de la clase de hidrocarburos que predominan en la mezcla. A continuación se describen tres tipos de crudos:

■ **Parafínicos.** La relación de parafinas es alta comparada con la de aromáticos y naftenos.

■ **Nafténicos.** La relación de hidrocarburos nafténicos y aromáticos son relativamente mayores que la de parafinas.

■ **Asfáltico.** Contiene una gran cantidad de compuestos aromáticos poli nucleares, un alto contenido de asfaltenos y relativamente menos parafinas que un crudo parafínico.

Un índice de correlación es un criterio usual para indicar la clase de crudo. La siguiente relación entre el punto de ebullición medio en grados Kelvin y la gravedad específica, es llamado índice de correlación BMCI (Bureau of Mines Correlation index).

$$BMCI = \frac{48,640}{K} + (473,6 \cdot d - 456,8) \quad \text{Eq. 1.2}$$

K- Punto medio de ebullición en grados Kelvin (El punto medio de ebullición es la temperatura a la cual el 50% Vol. de un crudo es destilado)

d- Gravedad específica a 60/60°F.

Un valor de cero del BMCI se ha asumido para parafinas, 100 para aromáticos.

Un valor bajo del BMCI indica un alta contenido de parafinas.

Otra relación usada para indicar el tipo de crudo es el factor de Watson. El factor también relaciona el punto medio de ebullición de un crudo y su gravedad específica.

$$\text{Factor de Watson: } \frac{T^{1/3}}{d} \quad \text{Eq. 1.3}$$

T- punto medio de ebullición en °R

Un valor mayor a 10 indica predominancia de parafinas, mientras un valor cercano a 10 significa predominancia de aromáticos.

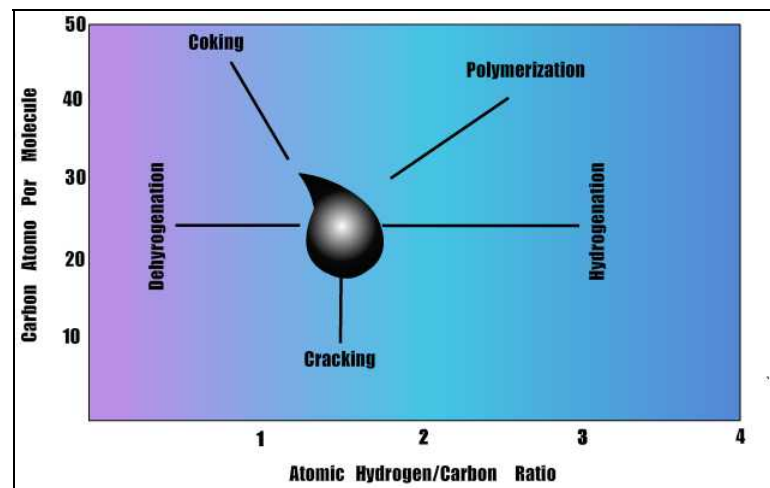
1.2. MEJORAMIENTO (UPGRADING) DE CRUDOS

El petróleo crudo raras veces es usado en esta forma, en lugar de esto es procesado, generalmente con el propósito de obtener productos con un contenido de hidrogeno diferente al de la alimentación original.

Los mayores productos obtenidos en las refinerías son el gas licuado de petróleo (GLP), gasolina, jet fuel, solventes, queroseno, destilados medios (gasoil), fuel oil y asfalto. Debido a la gran demanda de gasolina la mayor parte de procesos están orientados a una mayor producción de esta con un mínimo de residuos pesados.

Hay varias teorías sobre la descomposición térmica de moléculas orgánicas. La relativa reactividad de los constituyentes del petróleo se puede determinar en base a energías de enlace, pero la estabilidad térmica de una molécula depende de la energía de enlace del enlace más débil.

Figura 4. Representación de los aspectos químicos de la refinación.



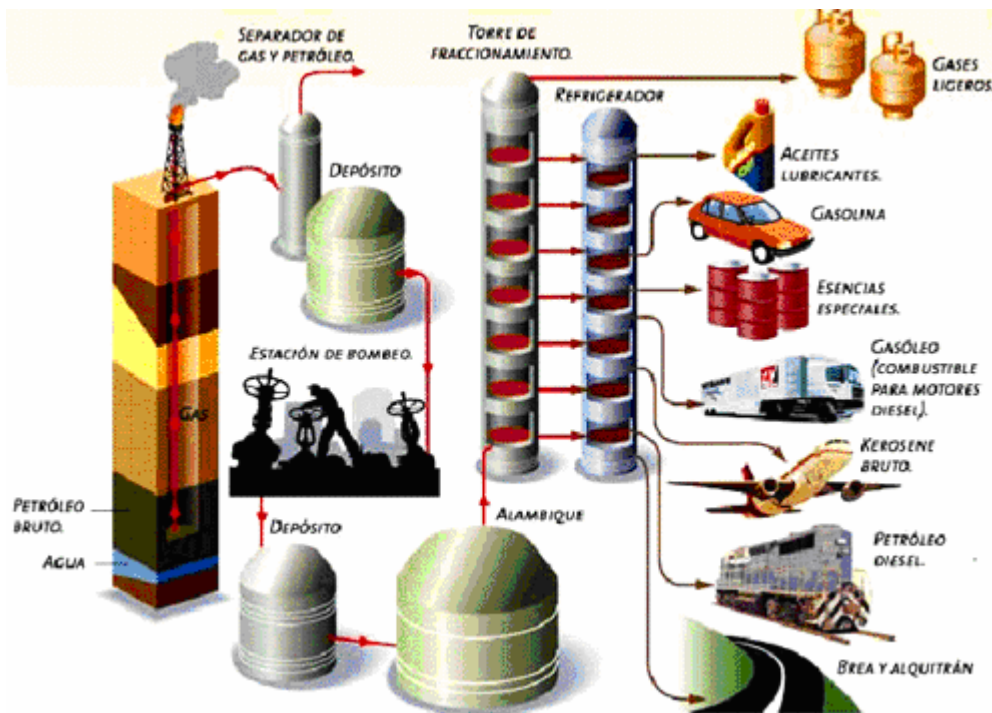
Fuente: SPEIGHT, James G. *Chemistry and Technology of Petroleum: Third Edition, Revised and Expanded*. New York, NY, USA: Marcel Dekker Incorporated, 1999.

Los procesos de refinación involucran el uso de procesos térmicos y catalíticos para convertir las moléculas de las fracciones pesadas en pequeñas moléculas. Los procesos de refinación se pueden dividir en tres grupos importantes:

- Separación: División del petróleo crudo en varias fracciones dependiendo de la naturaleza del material crudo.
- Conversión: producción de materiales deseables del petróleo crudo, usualmente por alteración de los constituyentes del petróleo.
- Finalización: Purificación por una variedad de procesos que remueven las impurezas de los productos.

Los procesos de conversión son en esencia procesos que cambian el número de átomos de carbono por molécula, alteran la relación molecular hidrogeno-carbono o cambian la estructura molecular de la materia sin afectar el número de átomos de carbono por molécula (figura 4).

Figura 5. Procesamiento del petróleo.



Fuente: www.uop.com.


1.2.1 Cracking. Existen dos tipos de cracking, el cracking térmico y el catalítico.

Cracking Térmico. El término cracking se aplica a la descomposición de los constituyentes del petróleo la cual es inducida por elevadas temperaturas ($>350^{\circ}\text{C}$), por la cual las moléculas de elevado peso molecular son convertidas en moléculas de bajo peso molecular. Las reacciones de cracking involucran el rompiendo de los enlaces carbono-carbono. Así, el cracking es un fenómeno por el cual constituyentes de alto punto de ebullición son convertidos en productos con un bajo punto de ebullición. Sin embargo, ciertas interacciones de los productos resultan en constituyentes de un peso molecular mas elevado que el de los constituyentes de la alimentación.

Dos tipos de reacciones generales se presentan durante el cracking:

- La descomposición de moléculas largas, en dos moléculas pequeñas (reacción primaria).
- Reacciones por las cuales algunos de los productos primarios interactúan para formar moléculas de alto peso molecular.

El cracking térmico es una cadena de reacciones de radicales libres, un radical libre es un átomo o grupo de átomos que posee un electrón desapareado. Los radicales libres son muy reactivos, reaccionan con un hidrocarburo por abstracción de un átomo de hidrógeno para producir un producto final estable y un nuevo radical. Las reacciones de radicales libres son extremadamente complejas.

 **Cracking Catalítico.** El cracking catalítico es la descomposición térmica de los constituyentes del petróleo en presencia de catalizadores. Aunque el cracking térmico es un proceso vía radicales libres, el cracking catalítico es un proceso iónico que involucra los iones carbonio, los cuales son iones hidrocarburos que tienen carga positiva en un átomo de carbono. La formación de iones carbonio durante el cracking catalítico puede ocurrir por:


- Adición de un protón desde un catalizador ácido a una oleofina.
- Abstracción de un ion hidruro (H^-) de un hidrocarburo por un catalizador ácido o por otro ion carbonio.


1.2.2. Hidrogenación. El propósito de la hidrogenación de los componentes de petróleo es (1) mejorar los productos existentes o desarrollar productos nuevos, (2) convertir los productos de calidad inferior en productos de un valor alto y (3) transformar los constituyentes de alto peso molecular en combustibles líquidos.

Los procesos de hidrogenación de petróleo y de los productos de petróleo pueden ser clasificados en destructivos y no-destructivos. El último (hidrogenólisis o hydrocracking) es caracterizado por la ruptura de los enlaces carbono-carbono y acompañada por la saturación (hidrogenación) de los fragmentos para producir productos de bajo punto de ebullición. Tales tratamientos requieren altas

temperaturas y altas presiones de hidrogeno, lo segundo para minimizar la formación de coke.

Por otra parte los procesos no-destructivos son usados con el propósito de mejorar la calidad de los productos sin alteraciones importantes en el punto de ebullición. Al tratamiento en estas condiciones se le refiere frecuentemente como hidrotratamiento y esencialmente implica la eliminación de nitrógeno, oxígeno y azufre.

 **Hidrocracking.** El hidrocracking es un proceso térmico ($>350^{\circ}\text{C}$) en el cual la hidrogenación acompaña al cracking, relativamente altas presiones (100-2000 psi) se emplean. El amplio rango de productos posibles del hidrocracking es el resultado de la combinación de las reacciones de cracking catalítico con hidrogenación. Las reacciones son catalizadas por catalizadores de acción dual en los cuales la acción del cracking es proporcionada por catalizadores silica-alumina y el platino, óxido de tungsteno o níquel proporcionan la hidrogenación. Esencialmente todas las reacciones iniciales del cracking ocurren pero algunas secundarias son frenadas por la presencia del hidrogeno.

 **Hidrotratamiento.** Se reconoce generalmente que cuanto mas alto es el contenido de hidrogeno en un producto de petróleo, especialmente los combustibles, mejor es la calidad del producto. Esto ha estimulado la adición de hidrogeno en los procesos de refinería.

De esta manera, la hidrogenación sin cracking simultáneo se usa para saturar las olefinas o convertir los aromáticos a naftenos.

Una amplia variedad de metales son catalizadores activos de hidrogenación, entre estos los más importantes son el níquel, paladio, cobalto y platino. Los catalizadores metálicos son fácilmente envenenados por la presencia de compuestos que contienen azufre y arsénico. Para evitar el envenenamiento son utilizados los óxidos o sulfuros de metal, son menos eficaces pero más resistentes.

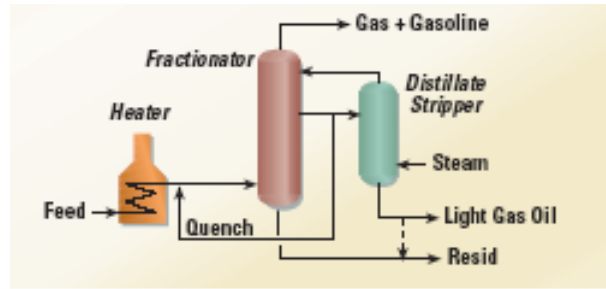
En una mezcla tan compleja como el petróleo, las reacciones en los procesos solo pueden ser generalizadas debido a las dificultades en el análisis no solo de los productos sino también de la alimentación. La formación de coke de los componentes de mas elevado peso molecular y constituyentes polares de la alimentación va en detrimento de la eficiencia del proceso y del funcionamiento del catalizador.

La refinación de los crudos pesados se ha vuelto el mayor problema en la refinería moderna. Las limitaciones en el procesamiento de los crudos pesados y residuos dependen de la cantidad de moléculas de elevado peso molecular presentes en la alimentación que son responsables de la formación de coke.

Cuando el petróleo es calentado a temperaturas mayores a 350°C, la velocidad de la descomposición térmica de los componentes se incrementa notablemente, cuanto mas alta es la temperatura, mas corto es el tiempo requerido para alcanzar un nivel de conversión dado y la severidad de un proceso es la combinación de las condiciones de reacción y el tiempo de residencia del crudo en el reactor necesarios para alcanzar un grado de conversión requerida.

1.2.3. Viscorreducción. Es un proceso térmico no-catalítico que convierte residuos atmosféricos o de vacío vía cracking térmico en gas, nafta, destilados y residuos. Este proceso típicamente logra alcanzar una conversión a gas, gasolina y destilados de 10 a 50%, dependiendo de la severidad y características de la alimentación. La conversión térmica del material de carga (residuo) es lograda por calentamiento a altas temperaturas en hornos especialmente diseñados. El tiempo de residencia, temperatura y presión de la zona de recalentamiento es controlada para optimizar la producción de productos deseados. El efluente caliente es enfriado para frenar la reacción. La corriente enfriada pasa al fraccionador, en donde se separa nafta, destilados y residuo.

Figura 6. Proceso típico de viscorreducción.



Fuente: www.uop.com

La severidad en las condiciones de operación (temperatura), de la viscorreducción incrementa las reacciones de polimerización, resultando en una disminución de la producción de destilados y un aumento en la cantidad de asfáltenos; esto eventualmente conduce a un comportamiento inestable. Limitando la conversión alcanzada.

Figura 7. Estabilidad de los productos de la viscorreducción.



Fuente: www.uop.com

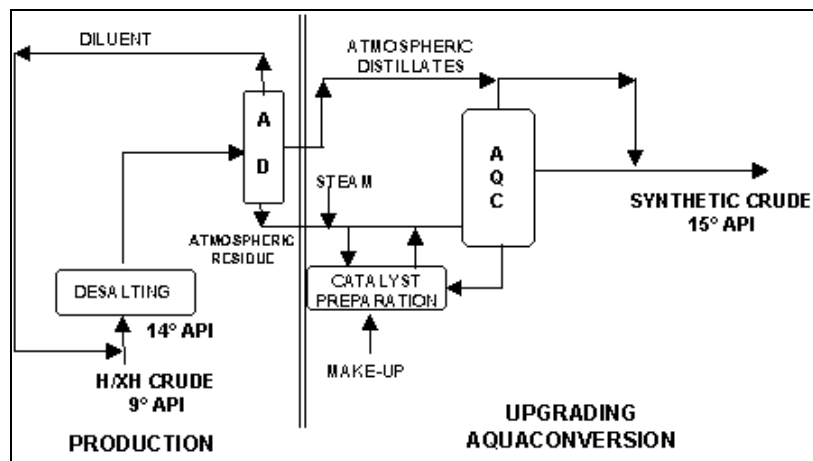
Para el perfeccionamiento de la conversión en la tradicional viscorreducción Intevp, UOP y Foster Wheeler desarrollaron el proceso patentado de Aquaconversion.

1.2.4. Aquaconversion. Esta tecnología surgió como un reemplazo o una modificación del proceso tradicional de viscorreducción. En la viscorreducción las reacciones de polimerización disminuyen la fracción de destilados e incrementan la cantidad de asfáltenos producidos, en la aquaconversion una ligera hidrogenación de los radicales libres formados disminuye las reacciones de condensación por lo cual no hay un incremento en la cantidad de asfáltenos.

Mecanismo de reacción del proceso Aquaconversion. La clave para la obtención de productos mas estables involucra la saturación de los radicales libres aromáticos antes de que estos puedan condensarse para formar asfáltenos; el mecanismo de transferencia de hidrógeno inhibe la condensación de aromáticos y se produce un producto mas estable, con un mayor contenido de hidrógeno y mas bajo contenido de asfáltenos y Carbono Conradson.

El proceso de aquaconversion ocurre por la interacción de dos catalizadores. El primero facilita la disociación del agua y el segundo promueve la adición de hidrógeno a los radicales libres aromáticos.

Figura 8. Diagrama del proceso de aquaconversion.



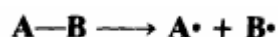
Fuente: www.uop.com

1.3. MECANISMO DE REACCIÓN EN PROCESOS TERMICOS DEL PETRÓLEO

Es bien sabido que las reacciones químicas toman lugar a través de un gran número de reacciones en paralelo y simultaneas. Las reacciones de cracking involucran el rompimiento de los enlaces carbono-carbono y son termodinámicamente favorecidas por las altas temperaturas.

El cracking térmico procede por una cadena de reacciones vía radicales libres; un radical libre es un átomo o grupo de átomos con un electrón desapareado. Un proceso de radicales libres consiste de por lo menos dos pasos. El primer paso

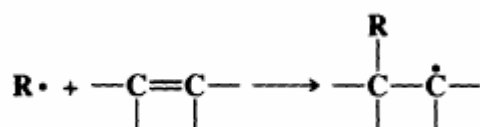
involucra la formación de los radicales libres, usualmente por un rompimiento homolítico del enlace carbono-carbono.



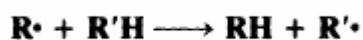
Este paso es llamado *iniciación* y es inducido por las altas temperaturas, la segunda etapa corresponde a la destrucción de los radicales libres. Este usualmente ocurre por un proceso opuesto al primero, una combinación de dos radicales para formar un nuevo enlace.



Esta etapa es llamada *terminación* y este finaliza la reacción, sin embargo, no es frecuente que la terminación siga directamente a la iniciación. Esto se debe a que la mayoría de radicales libres son muy reactivos y pueden reaccionar con la primera especie con la que tengan contacto, en el caso en que la concentración de radicales es baja es mas frecuente que reaccionen con una molécula que con otro radical. Cuando un radical (cuyo número de electrones es impar) reacciona con una molécula (la cual tiene un número par de electrones), el número total de electrones en el producto debe ser impar. El producto en este tipo de reacción puede ser una partícula, en cuyo caso será



otro radical libre; o pueden ser dos partículas, en cuyo caso será una molécula y un radical; pero en cualquier caso un nuevo radical libre será generado



Este paso es llamado *propagación* y los nuevos radicales formados pueden reaccionar con otra molécula y dar origen a otro radical, hasta que dos radicales reaccionen y terminen la secuencia. El proceso descrito es llamado *reacción en cadena* y hay cientos o miles de reacciones de propagación entre la reacción de iniciación y la de terminación. Hay dos tipos de reacciones de propagación que no involucran moléculas, estos son la descomposición de un radical en una molécula y un nuevo radical y la isomerización de un radical.

1.4 HIDROGENACION DE HIDROCARBUROS EN CATALISIS HOMOGENEA

1.4.1. Catalizadores. Un amplio rango de complejos metálicos solubles ha sido probado para ejercer actividad catalítica en la hidrogenación de moléculas insaturadas. La mayor atención, sin embargo, se ha enfocado en los elementos del Grupo VIII pues estos han mostrado la mayor actividad en los sistemas catalíticos. Los catalizadores homogéneos tienen ciertas ventajas comparados con los catalizadores heterogéneos. Ellos tienen solo un tipo de sitio activo y como consecuencia son más específicos. Además todos esos sitios activos son aprovechables, los complejos homogéneos son potencialmente más eficientes que los catalizadores heterogéneos. La selectividad de los catalizadores homogéneos es mucho más fácil de modificar por la selección del ligando de intercambio. En contraste, la estabilidad térmica y solventes son frecuentemente factores limitantes en la hidrogenación homogénea.

Posiblemente el más conocido, más estudiado y más ampliamente usado catalizador para la reducción de compuestos insaturados es chlorotris(triphenylphosphine) rhodium (I) $[\text{RhCl}(\text{PPh}_3)_3]$, conocido como el catalizador Wilkinson⁴. La reducción es generalmente obtenida bajo condiciones suaves (temperatura ambiente, presión de hidrogeno atmosférica o sub-atmosférica). El catalizador Wilkinson, como muchos otros complejos solubles, cataliza selectivamente la reducción de dobles enlaces carbono-carbono en presencia de otros grupos reducibles. En general, reacciones secundarias (hidrogenolisis, desproporción) no ocurren.

Un número de catalizadores tipo-Ziegler basados en los metales de transición y trialkylaluminio o compuestos órgano metálicos similares son solubles en solventes hidrocarburos y funcionan como catalizadores de hidrogenación homogéneos. Muchos catalizadores solubles de metales de transición pueden ser empleados en catálisis de hidrogenación.

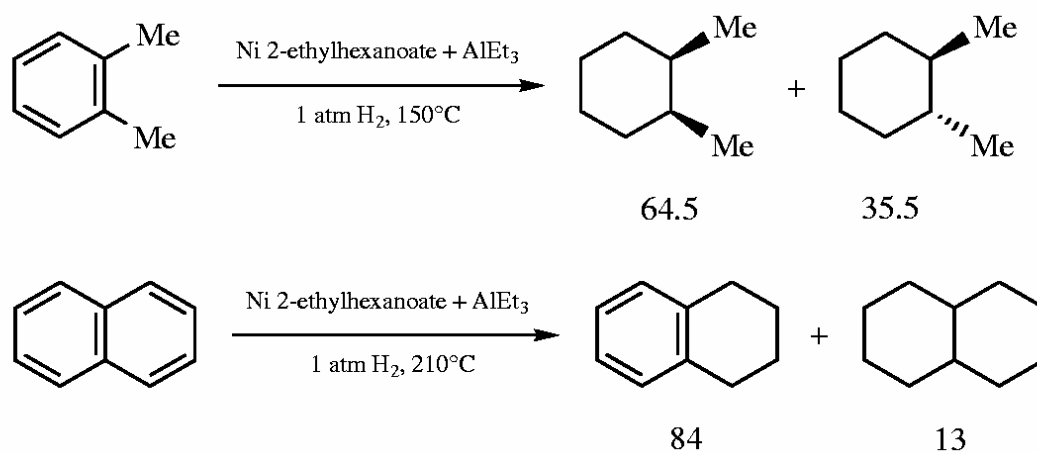
⁴ OLAH, George; MOLNAR, Álpár. "Hydrocarbon Chemistry". 2nd Edition. Estados Unidos: Wiley interscience. 2003

1.4.2. Hidrogenación de aromáticos. La hidrogenación de aromáticos no es fácil de conseguir con catalizadores homogéneos, y solo relativamente pocos complejos se han encontrado efectivos.

Un número de compuestos de los metales de transición, preferiblemente derivados de níquel y cobalto combinados con triethylaluminum dan catalizadores activos del tipo-Ziegler.

Estos son eficientes en la hidrogenación de diferentes aromáticos, pero no son estereoselectivos y catalizan solo la hidrogenación parcial.

Figura 9. Hidrogenación de aromáticos.



Fuente: Olah George A. Hydrocarbon chemistry. Wiley & son.

La hidrogenación parcial de poli aromáticos también puede ser llevada a cabo con $[\text{Co}(\text{CO})_4]_2$ bajo condiciones de hydroformylation. Anillos de benceno aislados son generalmente resistentes bajo esas condiciones. Aromáticos policíclicos, en consecuencia, son solo hidrogenados parcialmente.

2. BANCO DE PRUEBAS

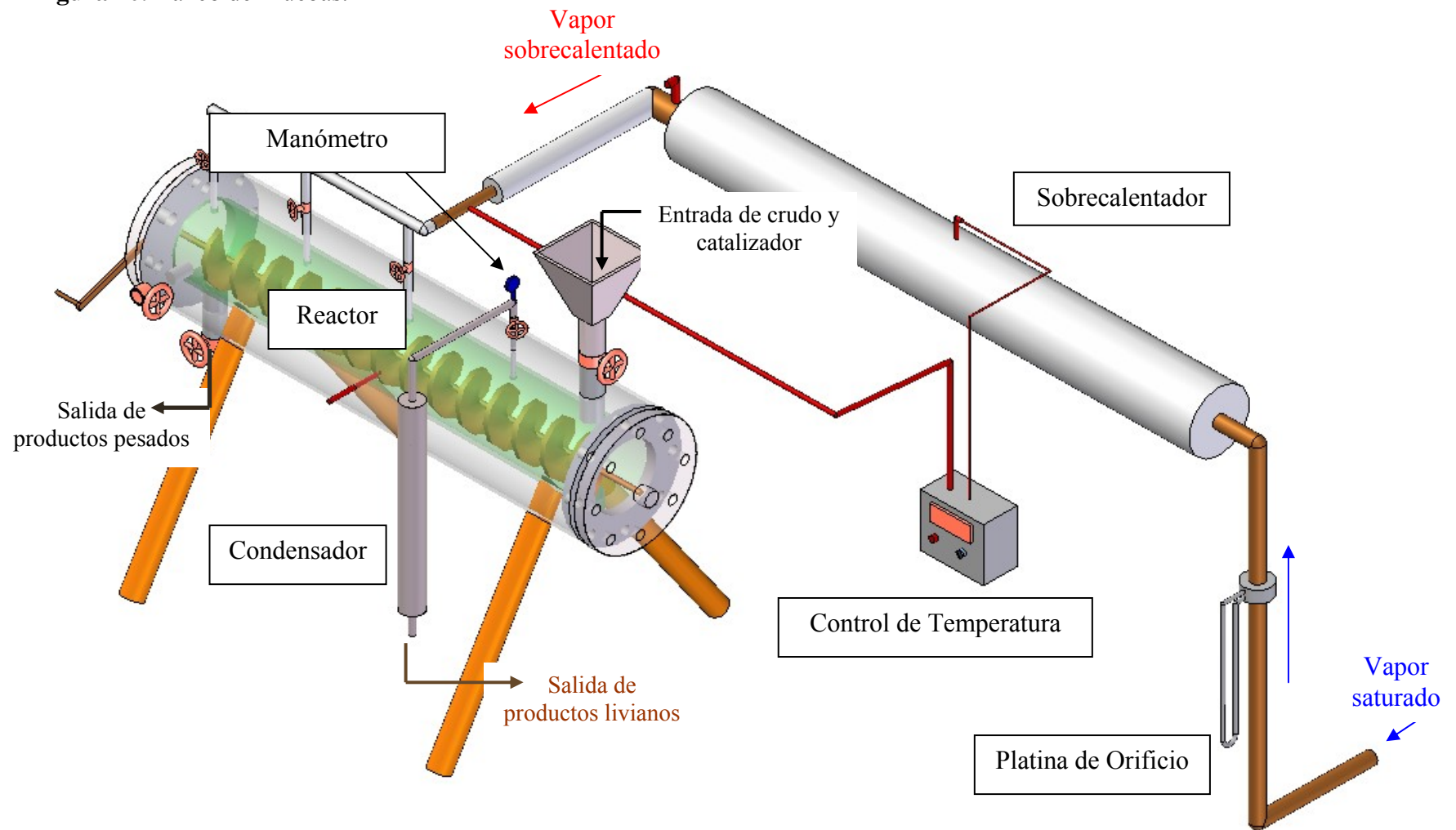
Para poder estudiar el efecto de la inyección de vapor a elevada temperatura y catalizadores en las propiedades del crudo San Fernando, es necesaria la adecuación de un sistema acorde a las condiciones del proceso (se debe resaltar que este sistema también debe adecuarse a las condiciones de varios proyectos de grado desarrollados en la escuela de ingeniería química, sin afectar el desarrollo de esta investigación).

El banco de pruebas se divide en tres elementos principales las cuales se describirán a continuación:

- **Sobrecalentador de vapor:** la caldera de la Escuela de Ingeniería Química produce vapor saturado a 100 psi (160 °C), el proceso requiere la inyección de vapor a altas temperaturas (380 °C-500 °C), por lo anterior es necesario diseñar un equipo que permita alcanzar las temperaturas requeridas.
- **Reactor:** es en este equipo donde ocurrirán las reacciones de cracking e hidrogenación que permitirán modificar las propiedades del crudo, puesto que es aquí donde se realiza la inyección de vapor y catalizadores al crudo San Fernando.
- **Accesorios:** Adicional a los equipos descritos anteriormente se requiere elementos para la medición del flujo del vapor y la recolección de productos a la salida del reactor.

El primer equipo que se diseñó fue el sobrecalentador, debido a que de este equipo depende en gran parte el éxito de la experimentación. Posteriormente, se diseñó el reactor asegurando que este cumpla con las condiciones requeridas para el desarrollo de las diferentes investigaciones. Por último se realizó el diseño del medidor de orificio y del condensador.

Figura 10. Banco de Pruebas.

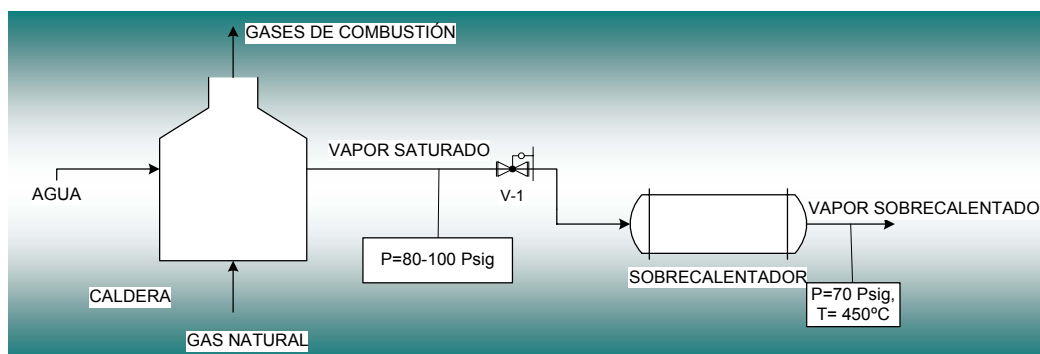


Fuente: Autores del proyecto.

2.1. DISEÑO DEL SOBRECALENTADOR DE VAPOR

El proceso de conversión con vapor requiere altas temperaturas, la fuente de vapor disponible (caldera de Ingeniería Química) produce vapor saturado a 150°C, la cual es una temperatura insuficiente para el desarrollo del proceso. Por tal motivo se requiere un equipo que entregue la energía suficiente para elevar la temperatura del vapor.

Figura 11. Diagrama de flujo del sistema de producción de vapor.



Fuente: Autores del proyecto.

El diseño de este equipo se desarrollo de la siguiente manera:

- Balance de energía.
- Selección del sistema de calentamiento.
- Dimensionamiento.

Para el desarrollo del diseño contamos con los siguientes datos, los cuales fueron determinados de acuerdo a los requerimientos que involucran el desarrollo de los tres proyectos mencionados anteriormente.

Tabla 1. Parámetros de entrada diseño del sobrecalentador de vapor.

Flujo de vapor	35 kg/h
Presión de entrada	70 psi
Estado	Saturado
Temperatura de entrada del vapor	150,53°C
Temperatura de salida del vapor	450 °C
Material de la tubería	Acero al carbono

Diámetro interno de la tubería	2 in
Diámetro externo de la tubería	2,5 in
Conductividad térmica del acero	37W/m*K
Capacidad calorífica del vapor (590°K)	1980 J/Kg*K

Fuente: Autores del proyecto.

2.1.1. Balance de energía del Sobrecalentador de vapor.

$$\dot{Q} = \dot{m}_{\text{vapor}} \cdot \Delta h \quad \text{Eq. 2.1}$$

Con los datos presentados en la tabla 1, se calculan las entalpías del vapor y se remplazan en la ecuación 2.1.

Tabla 2. Entalpías del vapor.

Unidades SI	Unidades Inglesas
$h_{482,65kPa}^{sat} = 2747,006 \text{ kJ/kg}$	$h_{70psi}^{sat} = 1181 \text{ Btu/lbm}$
$h_{482,65kPa}^{450^{\circ}C} = 3441,608 \text{ kJ/kg}$	$h_{70psi}^{842^{\circ}F} = 1479,625 \text{ Btu/lbm}$

Fuente: VAN WYLEN, Gordon. Fundamentos de Termodinámica. 2ª Edición. Apéndice A

$$\dot{Q} = 35 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{h}}{3600\text{s}} \cdot (3441,608 - 2747,006) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 6,75 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} \quad \text{Eq. 2.2}$$

$$\dot{Q} = 23040,17 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}$$

2.1.2. Selección del sistema de calentamiento. El sistema de calentamiento se seleccionó de acuerdo a la disponibilidad del mismo en el laboratorio de operaciones unitarias en la escuela de ingeniería química. Por condiciones de seguridad en el laboratorio no se permite trabajar con combustibles como medio de calentamiento (gas natural, carbón, etc) por lo cual se decidió trabajar con resistencias eléctricas.

2.1.2.1. Resistencias eléctricas. El valor calculado en la ecuación 2.2 será tomado como base para la selección de las resistencias eléctricas.

La potencia disipada por las resistencias eléctricas se calculó dando un porcentaje de exceso a la energía necesaria para sobrecalentar el vapor, esto con el fin de

cubrir las pérdidas debidas a la transferencia de calor con el ambiente y las irreversibilidades del proceso.

Con un exceso del 50% la potencia calculada para las resistencias es:

$$P = 6,75kW \cdot 1,50 = 10,13 \approx 11kW \quad \text{Eq. 2.3}$$

2.1.2.2 Selección del tipo de resistencia. En el mercado en Bucaramanga podemos encontrar los siguientes tipos de resistencias: sumergibles, abrazaderas y alambres. Las resistencias de abrazadera se utilizan típicamente en servicios de baja temperatura y su temperatura máxima de trabajo es cercana a los 450 °C, el tamaño de la resistencia sumergible para la potencia requerida sería muy grande y se necesitarían grandes tamaños de tubería, por las razones expuestas anteriormente se decidió utilizar las resistencias de alambre.

La resistencia de alambre utilizada es de aleación 80Ni-20Cr y lleva un recubrimiento cerámico, para evitar contacto con la tubería de vapor, a la cual va sujeta mediante abrazaderas de acero inoxidable.

Figura 12. Resistencias eléctricas recubiertas con cerámico.



Fuente: Autores del proyecto.

Pensando en posibles requerimientos posteriores de temperaturas mas elevadas, mayor flujo de vapor y futuros procesos se aumento la potencia del sistema de sobrecalentamiento, se decidió instalar una resistencia sumergible. La selección

de esta se realizó haciendo un calculo del calor necesario para elevar la temperatura de 400°C a 500°C.

Figura 13. Resistencia sumergible.



Fuente: Autor del proyecto.

$$\dot{Q} = \dot{m}_{\text{vapor}} \cdot \Delta h$$

Las entalpías de vapor para 400°C y 500°C son: $h_{482,65kPa}^{400^{\circ}\text{C}} = 3272,07 \text{ kJ/kg}$,

$h_{482,65kPa}^{500^{\circ}\text{C}} = 3483,9 \text{ kJ/kg}$, con estas entalpías calculamos la potencia necesaria:

$$\dot{Q} = 40 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{h}}{3600\text{s}} \cdot (3483,9 - 3272,07) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 2,4\text{KW}$$

A esta potencia se le dio un porcentaje de exceso con el fin de cubrir las pérdidas debidas a la transferencia de calor con el ambiente y a irreversibilidades del proceso.

Con un exceso del 50% la potencia calculada para la resistencia sumergible es:

$$P = 2,4\text{kW} \cdot 1,50 = 3,6\text{kW}$$

2.1.3. Dimensionamiento. Debido a que la fuente de calentamiento son resistencias eléctricas enrolladas a lo largo de la tubería el sobrecalentador corresponde a un intercambiador de una sola corriente. Para dimensionar el sobrecalentador se fijó un diámetro interno de 2 in de material acero al carbón para perforación.

2.1.3.1 Longitud del Sobrecalentador de vapor. En el cálculo de la longitud se supuso que la pared externa de la tubería de vapor permanecerá a una temperatura constante de 800°C, aunque las resistencias pueden llegar a 900°C es recomendable tomar una temperatura menor y evitar daños en las resistencias.

El cálculo de la longitud del intercambiador se desarrollará de acuerdo al método de efectividad y número de unidades de transferencia, como se describe a continuación:

Se define la efectividad del intercambiador como el cociente entre el calor transferido en realidad y la máxima cantidad de calor que se puede transferir en un intercambiador en contracorriente de longitud infinita⁵. Del balance de energía para un intercambiador el calor transferido es:

$$\dot{Q} = C_c (T_{c,ent} - T_{c,sal}) = C_f (T_{f,sal} - T_{f,ent})$$

La máxima transferencia de calor en cualquier tipo de intercambiador es

$$\dot{Q}_{max} = C_{min} (T_{c,ent} - T_{f,ent}) \quad C_{min} = \min(C_c, C_f)$$

Por tanto, la efectividad es

$$\varepsilon = \frac{\dot{Q}}{\dot{Q}_{max}} = \frac{C_c (T_{c,ent} - T_{c,sal})}{C_{min} (T_{c,ent} - T_{f,ent})} = \frac{C_f (T_{f,sal} - T_{f,ent})}{C_{min} (T_{c,ent} - T_{f,ent})} \quad \text{Eq. 2.4}$$

Para un intercambiador de corrientes paralelas la eficiencia es igual a:

$$\varepsilon = \frac{1 - e^{-Nut(1+Rc)}}{1 + Rc} \quad Rc = \frac{C_{min}}{C_{max}} (\leq 1), \quad Nut = \frac{U \cdot A}{C_{min}} \quad \text{Eq. 2.5}$$

Para un intercambiador en contracorriente:

$$\varepsilon = \frac{1 - e^{-Nut(1-Rc)}}{1 - Rc \cdot e^{-Nut(1-Rc)}} \quad \text{Eq.2.6}$$

Cuando la temperatura de la corriente caliente no varía notablemente a lo largo del intercambiador $Rc \approx 0$ las ecuaciones 2.5 y 2.6 se reducen a

$$\varepsilon = 1 - e^{-Nut}$$

Remplazando la eficiencia en la ecuación 2.4 y $C_f = C_{min}$, se obtiene:

$$\frac{T_{s,v} - T_{e,v}}{T_o - T_{e,v}} = 1 - e^{\frac{-UA}{\dot{m}_v \cdot Cp_v}} \quad \text{Eq. 2.7}$$

Donde

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{2\pi \cdot r_i \cdot l \cdot h_v} + \frac{Ln\left(\frac{r_o}{r_i}\right)}{2\pi \cdot k_a \cdot l} \quad \text{Eq. 2.8}$$

⁵ MILLS, F. A. TRANSFERENCIA DE CALOR. Mc Graw-Hill. Pg. 768

- **Coefficiente de convección interno.** Para calcular las propiedades del vapor se utilizara una temperatura promedio:

$$T_{prom} = \frac{(150,53 + 450)^\circ C}{2} = 375,5^\circ C \quad \text{Eq. 2.9}$$

1. Densidad⁶ :

$$\rho = 0,4149 \frac{kg}{m^3}$$

2. Viscosidad: El valor de la viscosidad se obtuvo por tablas.⁷

$$\mu = 2,030 \cdot 10^{-5} \text{ Pa.s}$$

3. Número de Prandtl⁸:

$$Pr = 0,933$$

4. Calculo de la velocidad:

$$q = \frac{\dot{m}}{\rho} = \frac{0,0097 kg / s}{0,4149 \frac{kg}{m^3}} = 0,02343 \frac{m^3}{s} \quad \text{Eq. 2.10}$$

$$v = \frac{q}{A_{\text{transversal de un tubo}}} \quad \text{Eq. 2.11}$$

$$v = \frac{0,02849 \frac{m^3}{s}}{\frac{\pi}{4} (0,0508m)^2} = 11,71 m / s$$

5. Calculo del número de Reynolds:

$$Re = \frac{\rho v D_i}{\mu} = \frac{0,386 \frac{kg}{m^3} \cdot 11,71 \frac{m}{s} \cdot 0,0508m}{2,03 \cdot 10^{-5} Pa.s} = 12009,81 \quad \text{Eq. 2.12}$$

Como $Re > 2300$, el flujo es turbulento.

⁶ MILLS, F. A. TRANSFERENCIA DE CALOR. Mc Graw-Hill. Tabla A.7

⁷ LEVENSPIEL, O. FLUJO DE FLUIDOS EN INTERCAMBIO DE CALOR. Reverté S.A. España: 1993

⁸ MILLS, F. A. TRANSFERENCIA DE CALOR. Mc Graw-Hill. Tabla A.7

6. Cálculo del número de Nu_D

$$Nu_D = \frac{\left(\frac{f}{8}\right)(Re-1000)Pr}{1 + 12,7\left(\frac{f}{8}\right)^{1/2} (Pr^{2/3} - 1)} \quad \text{para } 3000 < Re < 10^6 \quad \text{Eq.2.13}^9$$

Para tubería lisa:

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 2 \log(Re \sqrt{f}) - 0,8 \quad \text{para } Re > 4000 \quad \text{Eq.2.14}^{10}$$

Con esta ecuación se obtiene un $f=0,032$

$$Nu_D = \frac{\left(\frac{0,02856}{8}\right)(13510,5 - 1000)0,9327}{1 + 12,7\left(\frac{0,02856}{8}\right)^{1/2} (0,9327^{2/3} - 1)} = 43,235$$

7. Cálculo del coeficiente de convección

$$Nu_D = \frac{h_v Di}{k_v} \rightarrow h_f = \frac{Nu_D k_v}{Di} \quad \text{Eq. 2.15}$$

El valor de k_v (conductividad del vapor)¹¹ es de $k_v=0,047925 \text{ W/(mK)}$

$$h_v = \frac{90,32 \cdot 0,043449 \frac{W}{mK}}{0,0508m} = 40,788 \frac{W}{m^2 K}$$

• **Coficiente global de transferencia de calor.** Reemplazando los datos de la tabla 4 en la ecuación 2.8 se tiene:

$$\frac{1}{UA} = \frac{1}{2 \cdot \pi \cdot 0,0254 \cdot l \cdot 77,25} + \frac{\ln\left(\frac{0,0635}{0,0254}\right)}{2 \cdot \pi \cdot 37 \cdot l} = \frac{0,157643}{l}$$

⁹ MILLS, F. A. TRANSFERENCIA DE CALOR. Mc Graw-Hill. Pag 281

¹⁰ LAROCK, E Bruce. HYDRAULICS OF PIPELINE SYSTEMS. Pag 13.

¹¹ LEVENSPIEL, O. FLUJO DE FLUIDOS EN INTERCAMBIO DE CALOR. Reverté S.A. España: 1993

$$UA = 6,3434l$$

Tomando los datos obtenidos y substituyendo en la ecuación 2.7 tenemos:

$$\frac{450 - 150,53}{800 - 150,53} = 1 - e^{\frac{-6,3434l}{1987 \cdot 0,009722}}$$

$$0,4611 = 1 - e^{-0,3284l} \rightarrow \ln(0,5389) = -0,3284 \cdot l$$

$$l = \frac{-0,6182}{-0,3284} = 1,88 \text{ m} \approx 1,9 \text{ m}$$

2.1.3.2. Espesor del Aislante. Según el estudio realizado el material aislante que soporta adecuadamente las altas temperaturas es la fibra de cerámica, sus propiedades se describen el Anexo A.

El criterio para la selección del espesor del aislante es la temperatura de la superficie, puesto que por razones de seguridad de quienes manejan el equipo no se desea que esta temperatura exceda los 60°C. El espesor del aislante se seleccionará como el mínimo espesor que proporcione una temperatura menor a 60°C.

A continuación se muestra el procedimiento seguido para el cálculo:

1. Suponer un valor para la temperatura en la superficie del aislante.
2. Calcular la temperatura de película.

$$T_f = \frac{T_s + T_\infty}{2} \tag{Eq. 2.16}$$

3. Calcular las propiedades del aire (viscosidad, conductividad térmica y número de Prandtl) a la temperatura de película.

4. Calcular el gradiente de densidad.

$$\beta = \frac{1}{T_f} \tag{Eq. 2.17}$$

5. Calcular el número de Grashof y el número de Rayleigh.

$$Gr = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_s - T_\infty) \cdot L_c^3}{\nu^2} \quad \text{Eq. 2.18}$$

$$Ra_D = Gr_D \text{ Pr} \quad \text{Eq. 2.19}$$

5. A partir del valor anterior del Ra se calcula el número de Nusselt.

$$\bar{Nu}_D = 0,36 + \frac{0,518 Ra_D^{1/4}}{\left[1 + \left(\frac{0,559}{\text{Pr}}\right)^{9/16}\right]^{4/9}}; \quad 10^{-6} < Ra_D \leq 10^9 \quad \text{Eq. 2.20}$$

$$\bar{Nu}_D = \left\{ 0,60 + 0,387 \left[\frac{Ra_D}{\left[1 + \left(\frac{0,559}{\text{Pr}}\right)^{9/16}\right]^{16/9}} \right]^{1/6} \right\}^2; \quad Ra_D \geq 10^9 \quad \text{Eq. 2.21}$$

6. A continuación se calcula el coeficiente de convección

$$Nu = \frac{h \cdot d}{k} \rightarrow h = \frac{Nu \cdot k}{d} \quad \text{Eq. 2.22}$$

7. Calcular el coeficiente global de transferencia de calor entre la pared de la resistencia y el aislante y el calor transferido

$$\frac{1}{UA} = \frac{\text{Ln}\left(\frac{d_{ar}}{d_{Res}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{ar} \cdot l} + \frac{\text{Ln}\left(\frac{d_{as}}{d_{ar}}\right)}{2 \cdot \pi \cdot k_{as} \cdot l} \quad \text{Eq. 2.23}$$

$$\dot{Q} = UA \cdot (T_{Res} - T_s) \quad \text{Eq. 2.24}$$

8. Con el valor del calor calculado en el paso anterior, encontrar la temperatura en la superficie del aislante usando la siguiente ecuación

$$\dot{Q} = h \cdot (\pi \cdot d_{as} \cdot l) \cdot (T_s - T_\infty) \rightarrow T_s = \frac{\dot{Q}}{h \cdot (\pi \cdot d_{as} \cdot l)} + T_\infty \quad \text{Eq. 2.25}$$

9. Con el valor de T_s calculado en el paso 8, se repiten los pasos 2-8 hasta que la diferencia entre los valores de T_s sea menor a 3 grados.

A continuación se presentan los datos utilizados en el cálculo del espesor del aislante y los valores obtenidos.

Tabla 3. Datos para el espesor de aislante del sobrecalentador de vapor.

T en la pared de las resistencias	(°C)	800
T del aire	(°C)	27
Espesor de la arena	(m)	0,050
Conductividad térmica de la arena	(W/m K)	0,582
Diámetro de las resistencias	(m)	0,0658
Longitud del sobrecalentador	(m)	1,9
Conductividad del aislante	(W/m K)	0,05
Espesor manta cerámica	(m)	0,03
Número de vueltas del aislante		8

Fuente: Autores del proyecto.

Tabla 4. Resultados obtenidos para el aislante del sobrecalentador del vapor.

Número de vueltas de aislante	Espesor (m)	Q (J/s)	T
1	0,03	974,856804	168,679187
3	0,09	518,561237	96,0185592
5	0,15	392,490989	72,0620019
6	0,18	358,142676	63,2998277
7	0,21	330,686353	60,0836633
8	0,24	309,757057	56,4405275

Fuente: Autores del proyecto.

De acuerdo a los resultados registrados en la tabla 4 se eligió un espesor del aislante de 0,21 m.

2.1.4. Control de temperatura. La temperatura es una de los factores mas importantes del proceso, y al ser una de las variables de análisis debe permanecer constante durante la operación del sistema, para esto se utilizó un sistema de control ON/Off.

Figura 14. Sistema de control de temperatura.

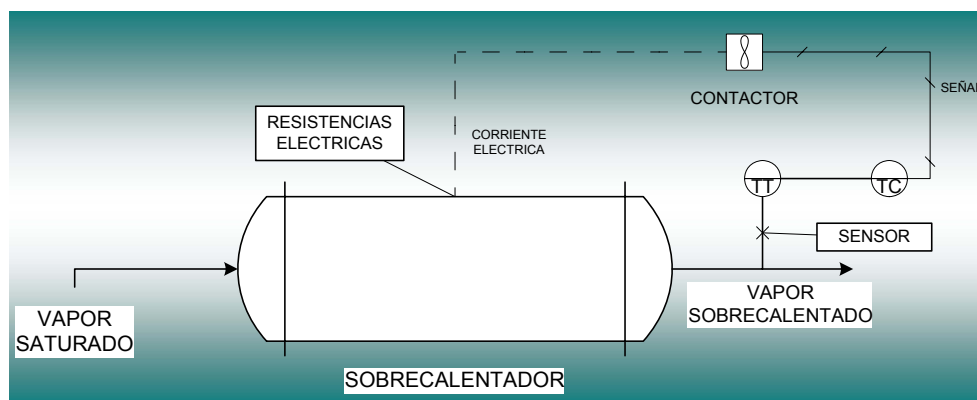


Fuente: Autores del proyecto.

El sistema de control de temperatura consta de un pirómetro con sensor tipo K marca POWERLINE, un contactor a 220v para 60 A, este equipo controla la temperatura de las resistencias, pero debido al proceso de carga de la caldera continuamente, el flujo de vapor al sistema fluctúa y por tanto la temperatura del vapor no permanece estable.

La resistencia sumergible controlada por un sistema de características similares al del sobrecalentador (pirómetro con sensor tipo K marca powerline y un contactor a 220v para 40 A), la termocupla sensa la temperatura del vapor a la entrada del reactor para controlar la resistencia sumergible.

Figura 15. Diagrama del sistema de control.



Fuente: Autores del proyecto.

2.2. DISEÑO DEL REACTOR

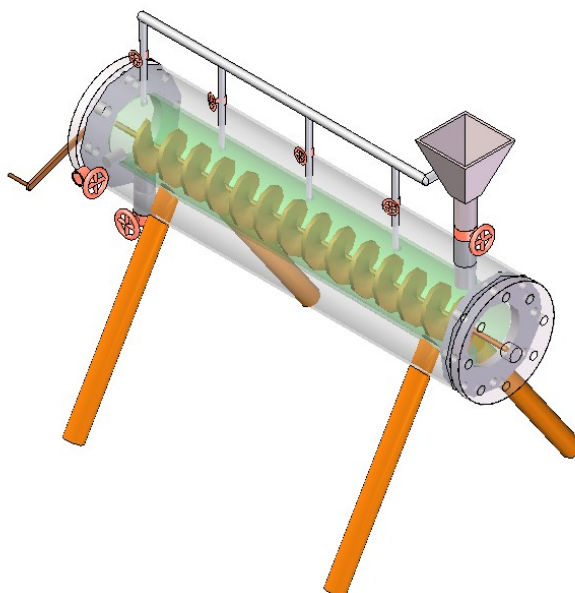
El diseño el reactor se desarrollo cumpliendo los siguientes requisitos:

Tabla 5. Parámetros de entrada diseño del reactor.

Temperatura máxima del sistema	480 °C
Presión máxima operación	100 psi

Fuente: Autores del proyecto.

Figura 16. Reactor.



Fuente: Autores del proyecto.

El reactor puede operar como un reactor discontinuo, semicontinuo, agitado y pistón. Esto se logra manipulando las válvulas del reactor y usando o no el tornillo para agitación. Además de permitir la agitación el tornillo facilita la carga y descarga de productos y puede simular el transporte del material dentro del reactor.

El reactor consta de seis válvulas de aguja para alta temperatura, para la carga y descarga del reactor se utilizan válvulas de 2 in, el suministro de vapor se hace a través de un tubo flauta con tres válvulas equidistantes de 1 in, la salida de productos livianos se regula usando una válvula de aguja de 1 in.

2.2.1. Dimensiones y selección el material de construcción del reactor. El reactor debe tener la capacidad de transportar 5 kg de crudo el cual equivale a 5 litros y suficiente espacio para mezclarse con el vapor sobrecalentado; debido a que el reactor simula un tramo de oleoducto este debe tener la capacidad de almacenar por lo menos cuatro veces la carga de crudo, no debe ser de gran tamaño con el fin de que este pueda ubicarse adecuadamente en el laboratorio de procesos de la escuela de ingeniería química, por esto se decide un volumen de 20 litros. Para dimensionar el reactor se fijó un diámetro de 6 in, con este parámetro tenemos:

$$v = \pi \cdot r^2 \cdot l \quad \text{Eq. 2.26}$$

$$0,02m^3 = \pi \cdot (0,075m)^2 \cdot l$$

$$l = 1,3m$$

El material de construcción escogido fue tubería de acero al carbono comercial sin costura, debido a que sus propiedades cumplen con las condiciones de diseño, también se tomo en cuenta su costo comparado con otros materiales.

El acero al carbono tiene las siguientes propiedades mecánicas¹²: $S_y=415\text{Mpa}$; $S_u=225\text{Mpa}$; con estas propiedades y los parámetros de diseño determinamos el espesor del reactor:

$$S_y = \frac{pr}{t} \rightarrow t = \frac{pr}{S_y} \quad \text{Eq. 2.27}^{13}$$

$$t = 1,27 \times 10^{-4} m$$

Este espesor indica que los esfuerzos causados por el proceso no son representativos para el análisis, en consecuencia se eligió una tubería cedula 40.

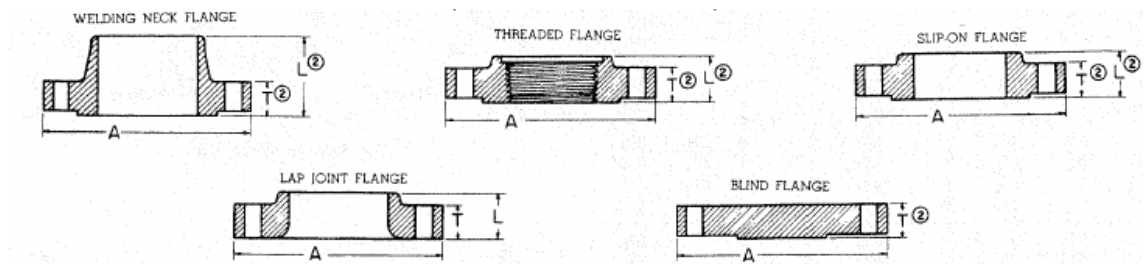
¹² tubacero

¹³ BEER, Ferdinand. Mecánica de Materiales. México. Mg Graw-hill. 2004. tercera ed. Pag 463

2.2.2. Bridas. La selección de las bridas se realizó de acuerdo a las normas TEMA tomando como base una presión de diseño de 150 lb.

Los parámetros de la brida corresponden a los mostrados en la tabla 6 para una brida ciega con un diámetro de 6 pulgadas.

Figura 17. Dimensiones de la brida según estándares ASME.



Fuente: Normas TEMA 8ª edición

Tabla 6. Dimensiones de la brida según estándares ASME.

150 LB. FLANGES							
Nom. Pipe Size	A	T ^①	L ^②			Bolt Circle	No. and Sizes of Holes
			Weld Neck	Thrd. Slip on	Lap Joint		
1/2	3 1/2	7/16	1 7/8	5/8	5/8	2 3/8	4-5/8
3/4	3 7/8	1/2	2 1/16	5/8	5/8	2 3/4	4-5/8
1	4 1/4	9/16	2 3/16	1 1/16	1 1/16	3 1/8	4-5/8
1 1/4	4 3/8	5/8	2 1/4	1 3/16	1 3/16	3 1/2	4-5/8
1 1/2	5	1 1/16	2 7/16	7/8	7/8	3 7/8	4-5/8
2	6	3/4	2 1/2	1	1	4 3/4	4-3/4
2 1/2	7	7/8	2 3/4	1 1/8	1 1/8	5 1/2	4-3/4
3	7 1/2	1 3/16	2 3/4	1 3/16	1 3/16	6	4-3/4
3 1/2	8 1/2	1 5/16	2 13/16	1 1/4	1 1/4	7	8-3/4
4	9	1 5/16	3	1 3/16	1 5/16	7 1/2	8-3/4
5	10	1 3/16	3 1/2	1 7/16	1 7/16	8 1/2	8-7/8
6	11	1	3 1/2	1 3/16	1 3/16	9 1/2	8-7/8
8	13 1/2	1 1/8	4	1 3/4	1 3/4	11 3/4	8-7/8
10	16	1 3/16	4	1 15/16	1 15/16	14 1/4	12-1
12	19	1 1/4	4 1/2	2 3/16	2 3/16	17	12-1

Fuente: Normas TEMA 8ª edición.

2.2.3. Aislante del Reactor. El material aislante es fibra de vidrio, ya que la temperatura máxima del reactor es 500°C, el cálculo del espesor se realizó usando el programa ECOWIN green suministrado por fiberglass Colombia S.A.

Tabla 7. Datos para el cálculo del espesor del aislante para el reactor.

Temperatura ambiente °C	26
Temperatura de operación (°C)	500
Emisividad	0,5
Velocidad del viento	nula
Diámetro nominal (in)	6
Orientación	horizontal

Fuente: Autores del proyecto.

En la tabla que se presenta a continuación se muestra los resultados entregados por el programa:

Tabla 8. Resultados del programa ECOWIN green.

Espesor recomendado (in)	6,5
Temperatura superficial (°C)	29,52
Calor disipado aún con aislamiento (W/m)	174,26
Calor disipado con la superficie desnuda (W/m)	11,010.02
Eficiencia de aislamiento	98,42

Fuente: programa ECOWIN green.

Figura 18. Programa ECOWIN green.

The screenshot shows the ECOWIN green software interface for 'Tuberías Servicio en Caliente'. It includes input fields for ambient temperature (26°C), operating temperature (500°C), emissivity (0.5), wind speed (Nula), nominal diameter (6 in), and orientation (Horizontal). The recommended results show a thickness of 6.5 inches and a surface temperature of 29.52°C. The loss calculation shows Qa = 174.23 W/m and Qd = 11,010.02 W/m, with an efficiency of 98.42%.

Espesores	Temp. Sup.	Qa	Qd	Ef. Aislam
0"	500	11.010,02	11.010,02	0
0.5"	62,24	853,97	11.010,02	92,24
1"	49,07	573,32	11.010,02	94,79
1.5"	42,55	441,92	11.010,02	95,99
2"	38,70	365,48	11.010,02	96,68
2.5"	36,19	315,50	11.010,02	97,13
3"	34,43	280,10	11.010,02	97,46
3.5"	33,14	253,63	11.010,02	97,70
4"	32,17	233,17	11.010,02	97,88
4.5"	31,40	216,76	11.010,02	98,03
5"	30,78	203,19	11.010,02	98,15
5.5"	30,28	192,02	11.010,02	98,26
6"	29,87	182,45	11.010,02	98,34
6.5"	29,52	174,23	11.010,02	98,42

Fuente: programa ECOWIN green.

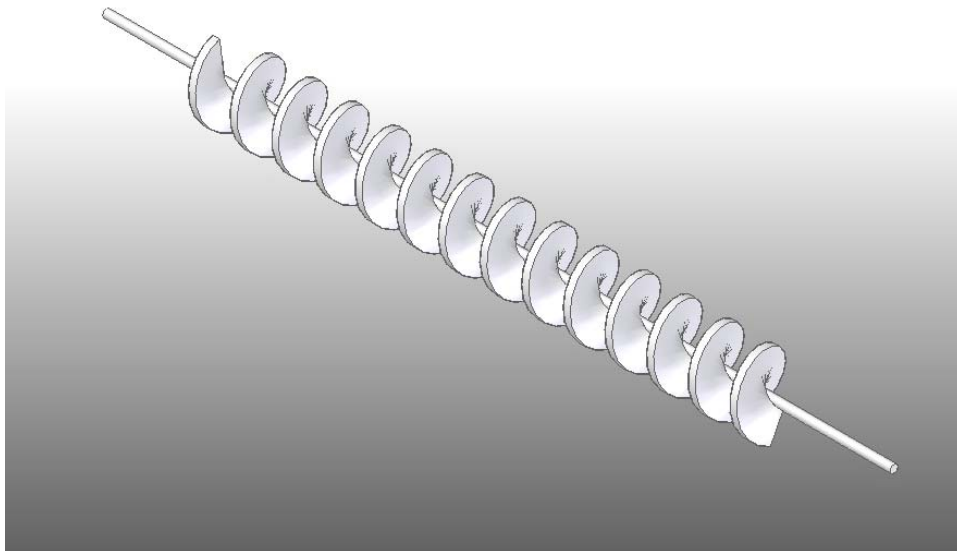
2.2.4. Tornillo Transportador. El diseño del tornillo se realizó para un tornillo estándar, es decir el paso es igual al diámetro y un ángulo de avance de 8 grados, el material del tornillo es acero al carbono ya que los parámetros de temperatura son los mismos del reactor.

Tabla 9 .Dimensiones del tornillo transportador.

Diámetro mm, (in)	$152,4^{+40} / 152,4^{-39} \text{ , } \left(6H_7 / g_6 \right)$
Paso mm, (in)	152,4 , (6)
Angulo de avance	8°
Longitud m	1,3
Diámetro del eje mm ,(in)	25,4 , (1)

Fuente: Autores del proyecto.

Figura 19. Tornillo transportador.



Fuente: Autores de proyecto

Figura 20. Foto reactor.



Fuente: Autores del proyecto.

2.3. ACCESORIOS

2.3.1 Platina de orificio. Para el cálculo de la platina de orificio se siguió la Norma ISO 5167-1980.

Figura 21. Medidor de orificio.



Fuente: Autores del proyecto.

A continuación se muestra el procedimiento utilizado para calcular las dimensiones de la platina de orificio.

- Procedimiento de cálculo para diafragma con tomas en la brida¹⁴

1. El diámetro D a la temperatura del fluido es:

$$D = D_0 [1 + H \cdot 10^5 (t - t_0)] \quad \text{Eq. 2.28}$$

Siendo

D = diámetro a la temperatura de paso del fluido en mm

D₀ = diámetro medido a la temperatura ambiente en mm

H = coeficiente de dilatación de la tubería en mm/m

t-t₀ = diferencia de temperaturas entre la del fluido y la ambiente en °C

2. Número de Reynolds, $Re_D = \frac{1,2732 \cdot 10^6 \cdot Q_m}{\mu \cdot D}$

Con Q_m = Caudal de diseño kg/s

μ = viscosidad absoluta en cP (centipoises) en condiciones de servicio.

3. Se calcula un valor aproximado de β de acuerdo con la formula:

$$\beta = \left[\frac{Q_m^2}{4,6 \cdot 10^{-10} \cdot D^4 \cdot PD \cdot \rho + Q_m^2} \right]^{0,25} \quad \text{Eq. 2.29}$$

Con PD = presión diferencial en bar

ρ = densidad del fluido en kg/m³ en condiciones de servicio

Se comprueba que el valor del Re_D este dentro de los limites requeridos.

En la siguiente tabla se proporcionan los valores máximos que puede tener la rugosidad relativa k/D de la tubería, para una distancia de 10 diámetros de tubería aguas arriba de la placa de orificio, para satisfacer la norma ISO.

¹⁴ CREUS, Antonio. Instrumentación industrial. Alfaomega: 1998. Sexta ed. Pag 109-115

B	0,3	0,32	0,34	0,36	0,38	0,4	0,45	0,50	0,60	0,70	0,75
$k/D \cdot 10^4$	25	18,1	12,9	10	10	10	10	10	10	10	10

Si $k/D \cdot 10^4$ es < 10 no hay limite para el valor de β .

4. A partir del valor anterior de β se calcula el factor de expansión ε (en los líquidos es 1).

$$\varepsilon = 1 - (0,41 + 0,35 \cdot \beta^4) \cdot \frac{PD}{P1 \cdot \kappa} \quad \text{Eq. 2.30}$$

Siendo

$P1$ = Presión del fluido aguas arriba de la placa en bar

κ = Coeficiente isentrópico, relación de los calores específicos a presión y volumen constante respectivamente.

5. Se calcula el coeficiente de descarga C según la formula:

$$C = 0,5959 + 0,312 \cdot \beta^{2,1} - 0,184 \cdot \beta^8 + 0,0029 \cdot \beta^{2,5} \left(\frac{10^6}{Re_D} \right)^{0,75} + \left(\frac{2,286}{D} \right) \cdot \frac{\beta^4}{1 - \beta^4} \cdot \left(\frac{0,85598}{D} \right) \cdot \beta^3 \quad \text{Eq. 2.31}$$

Si el diámetro D a la temperatura de paso del fluido es menor o igual a

58,615 mm, entonces el coeficiente 2,286 que afecta al término $\frac{\beta^4}{1 - \beta^4}$

cambia a 0,039.

6. A continuación se calcula un nuevo valor de β mediante la formula siguiente, en la que F_s es un factor de corrección que se utiliza cuando el fluido es vapor de agua (liquido y gas $F_s = 1$) con un contenido de humedad $W1\%$:

- 7.

$F_s = 1 + 0,0074 \cdot W1$. Esta formula se limita para $W1\% \leq 5\%$

$$\beta^2 = \frac{2847,05 \cdot Q_m}{D^2 \cdot \varepsilon \cdot C \cdot F_s} \cdot \sqrt{\frac{1 - \beta^4}{PD \cdot \rho}} \quad \text{Eq. 2.32}$$

Con el valor calculado de β , se repiten los cálculos de los puntos 4 a 6, hasta que el valor obtenido de β se aproxima a la centésima.

7. El diámetro del orificio a la temperatura de servicio del fluido es: $d = \beta \cdot D$
8. El diámetro del orificio a mecanizar, siendo H el coeficiente de dilatación de la placa, es:

$$d_m = \frac{d}{1 + H \cdot (t - t_0)} \quad \text{Eq. 2.33}$$

Tabla 10. Datos de entrada para el cálculo de la platina de orificio.

Temperatura de servicio (°C)	160
Temperatura ambiente (°C)	27
Densidad del fluido (kg/m ³)	3,2567
Diámetro tubería a T amb (mm)	25,4
Caudal (kg/s)	0,011
Viscosidad absoluta (cP)	0,127
Diferencial de presión (bar)	0,029
Presión en la toma de alta presión (bar)	6,8947
Coeficiente de dilatación de la tubería (mm/m)	0,0000117
Coeficiente de dilatación de la placa (mm/m)	0,000016

Fuente: Autores de proyecto.

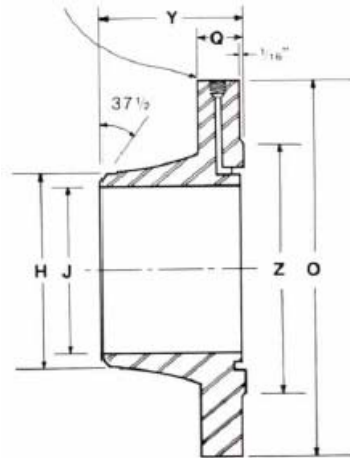
Tabla 11. Diámetro de la platina de orificio.

Numero de Reynolds	4378,66
Beta (d/D)	0,5
Diámetro del orificio (mm)	12,5

Fuente: Autores de proyecto.

2.3.1.1. Brida para la platina de orificio. El dimensionamiento de las bridas se hizo de acuerdo a la norma ASTM. A-150, para un diámetro nominal de 1 in.

Figura 22. Dimensiones brida de platina de orificio.



Fuente: www.emersonprocess.com.

Tabla 12. Dimensiones de las bridas para placa de orificio.

NOMINAL PIPE SIZE	RATING (A.N.S.I.) (285 PSI)	OUTSIDE DIAM. O	FLANGE THICKNESS (INCLUDES 1/16" RAISED FACE) Q	DIAM. OF HUB H	LENGTH THROUGH HUB Y	DIAM. OF RAISED FACE Z	BORE J
1"	150	4 1/4"	9/16"	1.32"	2 3/16"	(FLAT FACE)	1.049
1 1/2"	150	5"	1 1/16"	1.90"	2 7/16"	2 7/8"	1.610"
2"	150	6"	3/4"	2.38"	2 1/2"	3 5/8"	2.067"
2 1/2"	150	7"	7/8"	2.88"	2 3/4"	4 1/8"	2.469"
3"	150	7 1/2"	15/16"	3.50"	2 3/4"	5"	3.068"
4"	150	9"	15/16"	4.50"	3"	6 3/16"	4.026"
6"	150	11"	1"	6.63"	3 1/2"	8 1/2"	6.065"
8"	150	13 1/2"	1 1/8"	8.63"	4"	10 9/8"	8.071"
10"	150	16"	1 3/16"	10.75"	4"	12 3/4"	10.136"
12"	150	19"	1 1/4"	12.75"	4 1/2"	15"	12.090"

NOMINAL PIPE SIZE	NO. OF BOLT HOLES	DIAM. OF BOLTS	DIAMETER OF HOLES	LENGTH OF STUDS	DIAM. OF BOLT CIRCLE	JACKSCREW SIZE & LENGTH	APPROX. WT. OF UNION (LBS.)
1"	4	1/2"	5/8"	2 3/4"	3 1/8"	1/2" x 2"	4
1 1/2"	4	1/2"	5/8"	3"	3 7/8"	1/2" x 2"	10
2"	4	5/8"	3/4"	3 1/4"	4 3/4"	1/2" x 2"	12
2 1/2"	4	5/8"	3/4"	3 1/2"	5 1/2"	1/2" x 2"	20
3"	4	5/8"	3/4"	3 3/4"	6"	1/2" x 2"	23
4"	8	5/8"	3/4"	3 3/4"	7 1/2"	1/2" x 2"	30
6"	8	3/4"	7/8"	4 1/4"	9 1/2"	5/8" x 3"	48
8"	8	3/4"	7/8"	4 1/4"	11 3/4"	5/8" x 3"	78
10"	12	7/8"	1"	4 3/4"	14 1/4"	5/8" x 3"	104
12"	12	7/8"	1"	4 3/4"	17"	5/8" x 3"	160

Fuente: www.termocouple.com.uk.

2.3.2. Condensador. En el laboratorio de procesos de la escuela de ingeniería química se disponía de diferentes condensadores pudiendo así seleccionar el más adecuado para nuestro proceso.

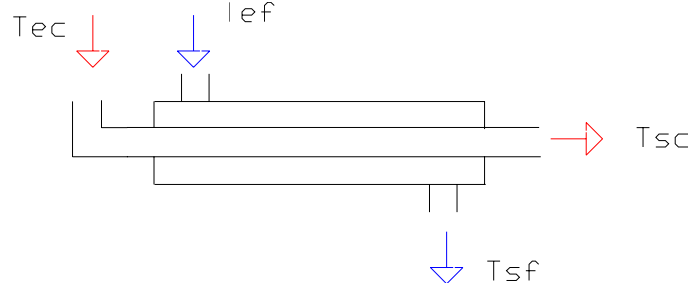
Los requerimientos para la selección del condensador se encuentran en la tabla 13.

Tabla 13. Requerimientos para la selección del condensador.

Temperatura de entrada al condensador del fluido caliente (crudo+vapor).	$T_{ec}=480^{\circ}\text{C}$
Temperatura de salida del condensador del fluido caliente.	$T_s=50^{\circ}\text{C}$
Temperatura de entrada del fluido refrigerante (agua).	$T_{ef}=26^{\circ}\text{C}$
Flujo del fluido caliente	40 Kg/h

Fuente: Autores del proyecto.

Figura 23. Diagrama condensador.



Fuente: Autores del proyecto.

De acuerdo a los requerimientos se realizó un estudio para seleccionar el condensador.

2.3.2.1. Balance de energía del condensador. La mayor parte de lo condensado es vapor, por tal motivo el balance de energía se desarrolla con las entalpías de agua.

$$\dot{Q} = \dot{m}_{\text{vapor}} \cdot \Delta h$$

Tabla 14. Entalpías de vapor para el condensador.

Unidades SI	Unidades Inglesas
$h_{482,65kPa}^{50^{\circ}C} = 209,31 \text{ kJ/kg}$	$h_{70 \text{ psi}}^{122^{\circ}F} = 88,09 \text{ Btu/lbm}$
$h_{482,65kPa}^{480^{\circ}C} = 3441,608 \text{ kJ/kg}$	$h_{70 \text{ psi}}^{896^{\circ}F} = 1479,625 \text{ Btu/lbm}$

Fuente: VAN WYLEN, Gordon. Fundamentos de Termodinámica. 2ª Edición. Apéndice A

$$\dot{Q} = 40 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot \frac{\text{h}}{3600\text{s}} \cdot (3441,608 - 209,31) \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = 35,92 \frac{\text{kJ}}{\text{s}} \quad \text{Eq. 2.34}$$

$$\dot{Q} = 122552 \frac{\text{Btu}}{\text{h}}$$

Entre la variedad de intercambiadores se seleccionó un condensador de acero inoxidable, el cual en su interior está formado por un tubo tipo serpentín.

Como el condensador seleccionado no es desarmable impide conocer la geometría del serpentín (diámetro exterior, paso, longitud), sin embargo se realizaron pruebas a las condiciones de operación, mostrando la factibilidad de ser utilizado en el desarrollo del proyecto.

En el capítulo siguiente se muestra los resultados obtenidos.

3. DESARROLLO EXPERIMENTAL

3.1. DISEÑO DE EXPERIMENTOS.

Se utilizó un diseño factorial de dos niveles con dos variables (2^2) para un total de cuatro experimentos. Se seleccionaron como variables de estudio la temperatura del vapor, esta es una de las variables más influyentes en la conversión y calidad de productos y la concentración de catalizador, para evaluar su efecto en la calidad de los productos.

1. **Temperatura de Vapor.** La temperatura es una de las variables más influyentes en el proceso de acuerdo a la bibliografía. El rango de temperatura recomendado para trabajar es 380°C-500°C
2. **Catalizador.** En cuanto a la selección del catalizador hay que tener en cuenta aparte de la concentración el tipo de catalizador que se utilizara.

Tabla 15. Formulación de catalizador para procesos de conversión con vapor.

catalyst	formulation*	% conv. 500° C.+	gases % wt	Distillates Distribution				coke % wt
				IBP-220° C. % wt	220-350° C. % wt	350-500° C. % wt	500° C.+ % wt	
no cat.	—	50	5	11	21	51	17	40
Na—Ni	1:1, 1800 ppm	69	5	14	30	51	5	28
Na—Ca	1:2, 3000 ppm	70	2	13	23	53	11	21.5
K—Ni	1:1, 1400 ppm	65	3	11	22	50	17	22.2
Na—Ca—Ni	1:1:1, 2500 ppm	74	5	10	21	46	23	5.2

*The atomic ratio of the metals used, are presented in this column along with the concentration of catalyst in ppm based on feed.

Fuente: PEREIRA, Pedro. Steam Conversion Process and Catalyst. U.S. Patent 5,885,441. 03/1999.

De acuerdo con los resultados mostrados en la tabla anterior se decidió trabajar con una formulación de catalizador de Na:Ni (1:1) y una concentración alta respecto a la alimentación (3000 ppm). La emulsión catalítica se va a preparar usando acetato de níquel (cataliza la hidrogenación) e hidróxido de sodio (el cual

facilita la hidrólisis del agua), para obtener una mejor calidad de los productos comparados con los obtenidos sin uso de catalizador es necesario utilizar los dos metales Na y Ni.

- **Tiempo de reacción.** El tiempo de reacción se fijó en 4,5 horas, debido a la cantidad de hidrocarburos en los condensados observada en pruebas preliminares.

Tabla 16. Variables seleccionadas para la experimentación.

Variable	Valor	
	Nivel Alto	Nivel Bajo
Temperatura de Vapor	500 °C	380°C
Catalizador*	Uso de Catalizador (3000 ppm)	Sin Catalizador

Fuente: Autores del Proyecto.

Tabla 17. Matriz de diseño factorial.

Corrida	Temperatura de Vapor °C	Catalizador
1	380	Sin Catalizador
2	380	Uso de Catalizador (3000 ppm)
3	500	Sin Catalizador
4	500	Uso de Catalizador (3000 ppm)

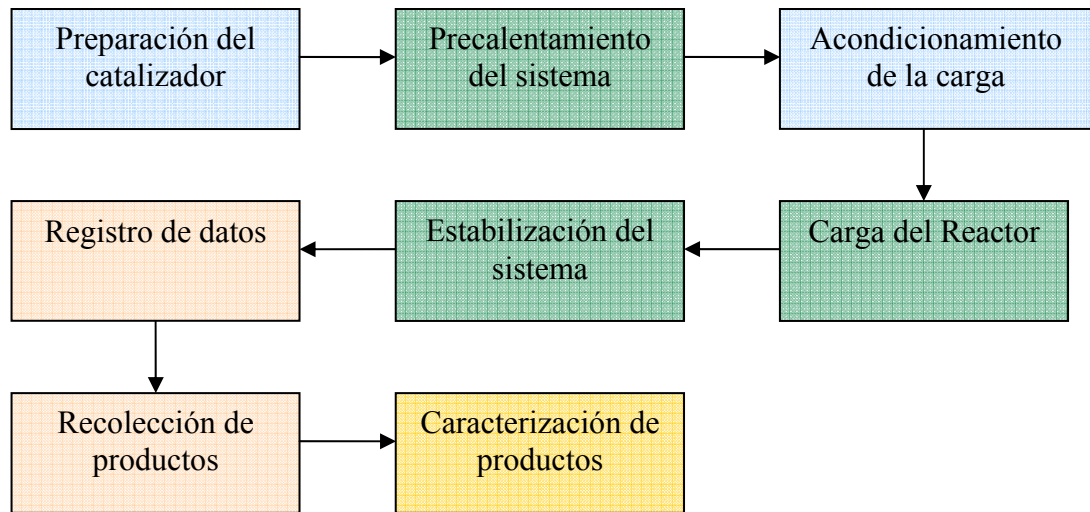
Fuente: Autores del Proyecto.

3.2. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL.

A continuación se muestra el procedimiento experimental seguido para el desarrollo de las pruebas.

* Concentración de los metales catalíticos respecto a la alimentación.

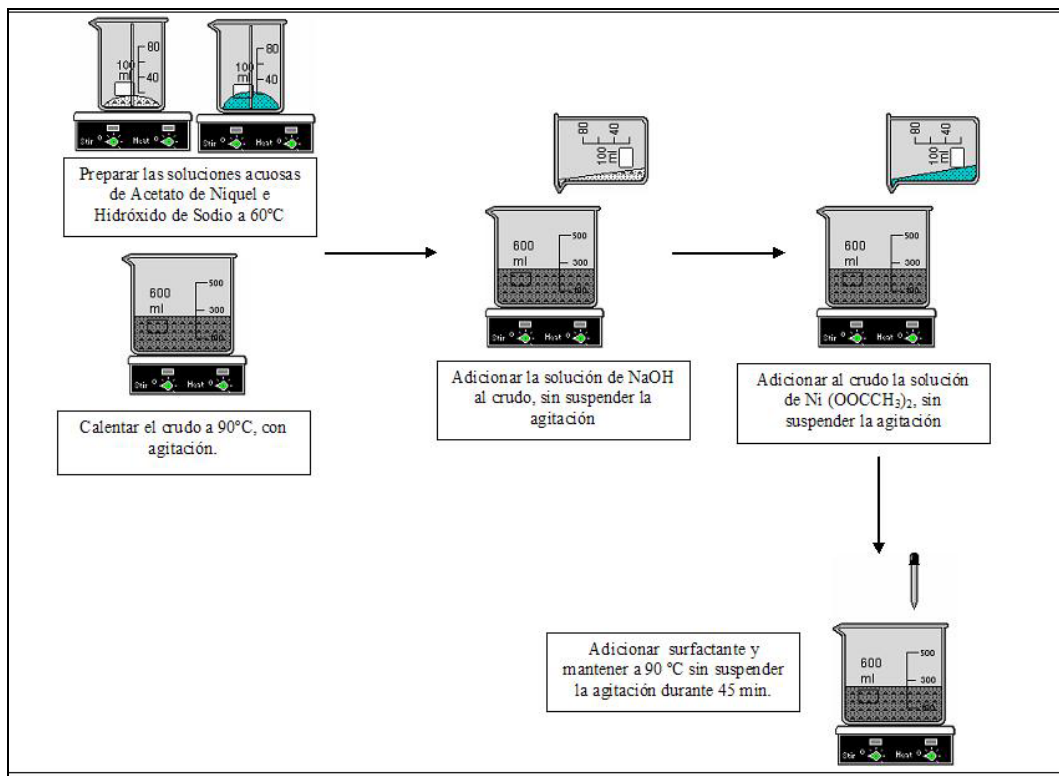
Figura 24. Procedimiento Experimental.



Fuente: Autores del proyecto.

3.2.1. Preparación del catalizador. Para la preparación de la emulsión catalítica se usó hidróxido de sodio y acetato de níquel y se siguió el procedimiento mostrado a continuación:

Figura 25. Procedimiento para la preparación del catalizador.



Fuente: Autores del proyecto.

3.2.2. Pre calentamiento del sistema. Para evitar daños en las resistencias eléctricas del sobrecalentador, este debe llevarse hasta la temperatura de operación de forma escalonada y tener flujo de vapor permanentemente; el vapor producido durante el encendido del sobrecalentador se utilizó para precalentar el reactor.

3.2.3. Acondicionamiento de la carga. El crudo se calienta a 80°C para facilitar el proceso de carga y se mezcla con la emulsión catalítica (en las pruebas que lo requieren).

3.2.4. Estabilización del sistema. Se fija el flujo de vapor y se estabiliza la temperatura del vapor de acuerdo a las condiciones de operación, a partir de este momento se empieza a contar el tiempo de reacción.

3.2.5. Registro de datos. Durante el proceso se registra la temperatura de vapor, la temperatura del reactor, temperaturas en los condensadores, el diferencial de presión en la platina de orificio y el volumen de condensados.

3.2.6. Caracterización de los productos. Para la caracterización de los productos se midió la densidad, viscosidad, índice de refracción y análisis térmico gravimétrico (TGA).

1. Densidad: La densidad de los productos livianos se determinó con un picnómetro y la de los productos pesados usando una probeta de L' Chatelier.
2. Viscosidad: Para determinar la viscosidad se usó el viscosímetro Brookfield DV^{III+}, ubicado en el Laboratorio de Reología y Mezclado de la Escuela de Ingeniería Química.
3. Humedad: Se determinó el contenido de agua de la muestra inicial (crudo San Fernando) utilizando la norma ASTM- D4007.
4. Análisis térmico gravimétrico: Los productos livianos y pesados se sometieron a análisis térmico gravimétrico (TGA) con el fin de determinar el contenido de material volátil.

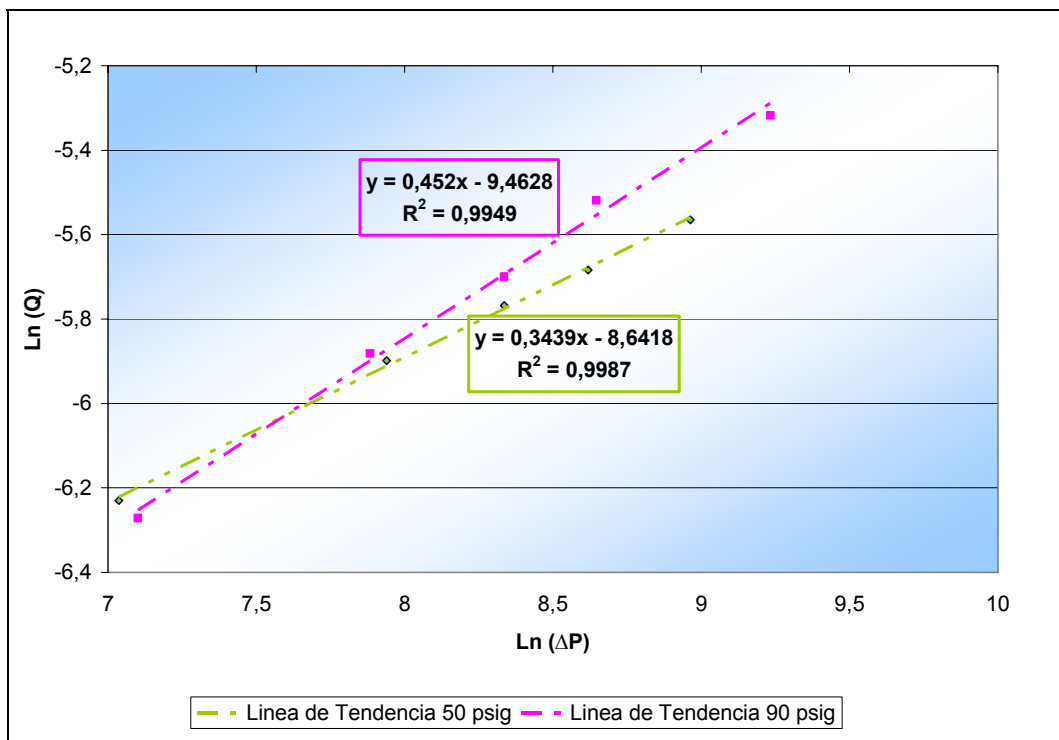
3.3. DATOS EXPERIMENTALES DEL BANCO DE PRUEBAS.

3.3.1. Platina de orificio. La curva de calibración de la platina de orificio se muestra en la figura 26. Los medidores de orificio se ajustan a una ecuación que

sigue la forma: $Q = K \cdot \left(2 \frac{\Delta P}{\rho}\right)^n$, al linealizar esta ecuación se obtiene:

$$\ln(Q) = \ln(K) + n \cdot \ln\left(2 \frac{\Delta P}{\rho}\right) \quad \text{Eq. 3.1}$$

Figura 26. Calibración de la platina de orificio.



Fuente: Autores del proyecto.

Las constantes de la ecuación 3.1 se obtienen de la línea de tendencia para la calibración de la platina.

De acuerdo a la norma ISO 5167¹⁵ $K = C \cdot E \cdot \varepsilon \cdot d^2 \cdot (\pi / 4)$

Donde

C- coeficiente de descarga

¹⁵ LANASA, Paul. A Practical Guide to Accurate Flow Measurement. Gulf Professional Publishing: USA. 2002.

E-Coeficiente de velocidad de acercamiento $E = \frac{1}{\sqrt{(1-\beta^4)}}$

ε -coeficiente experimental de expansión

d- Diámetro del orificio

Tabla 18. Resultados de la calibración del medidor de flujo.

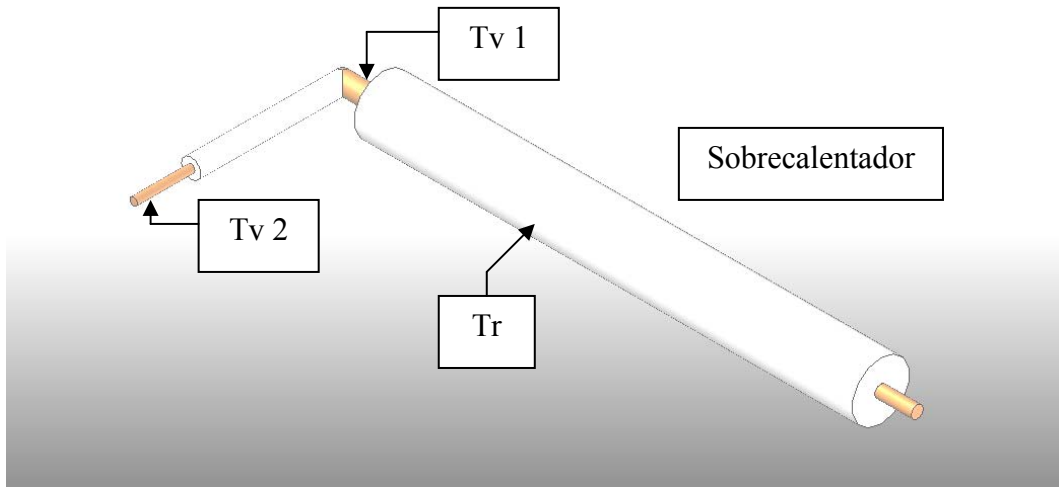
Presión antes de la platina 50 psig		Presión antes de la platina 90 psig	
Ln K	-8,6418	Ln K	-9,4628
N	0,3439	n	0,452
E*A	0,00012674	E*A	0,00012674
$C \cdot \varepsilon$	1,39312369	$C \cdot \varepsilon$	0,6129

Fuente: Autores del proyecto.

El coeficiente de descarga (C) teórico de la platina calculado con la ecuación 2.31 da un valor de 0,6311, para las condiciones de diseño mostradas en la tabla 10. Como se observa en la tabla 18, el coeficiente de descarga y el exponente n para la presión de 90 psig son más cercanos a los valores teóricos (0,63 y 0,5 respectivamente) que los obtenidos a una presión de 50 psig; esto se debe al estrangulamiento que sufre el vapor en la válvula de diafragma para reducir su presión de 100 a 50 psig ya que aumenta el contenido de humedad en el vapor.

3.3.2. Sobrecalentador. A continuación se muestran las curvas de funcionamiento del sistema de sobrecalentamiento del vapor.

Figura 27. Tomas de temperatura en el sistema de sobrecalentamiento.



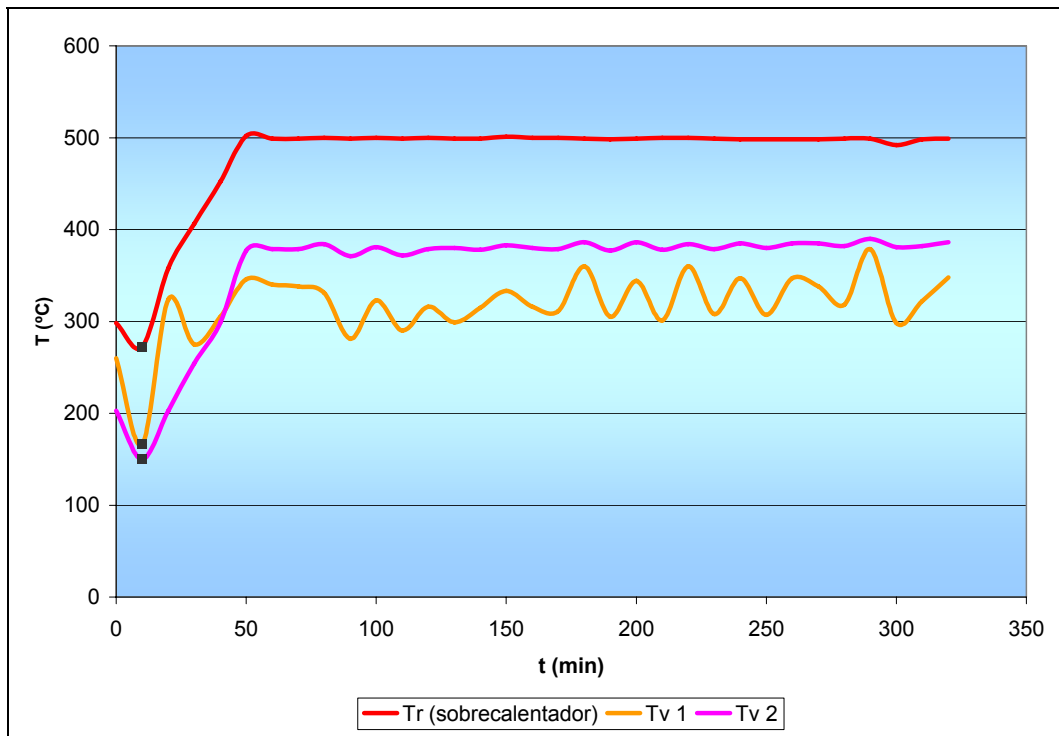
Fuente: Autores del proyecto.

Tv 1 -- Temperatura del vapor a la salida del sobrecalentador.

Tv 2 -- Temperatura del vapor a la entrada del reactor.

Tr -- Temperatura de las resistencias eléctricas del sobrecalentador.

Figura 28. Curvas de operación del sistema de sobrecalentamiento de vapor.



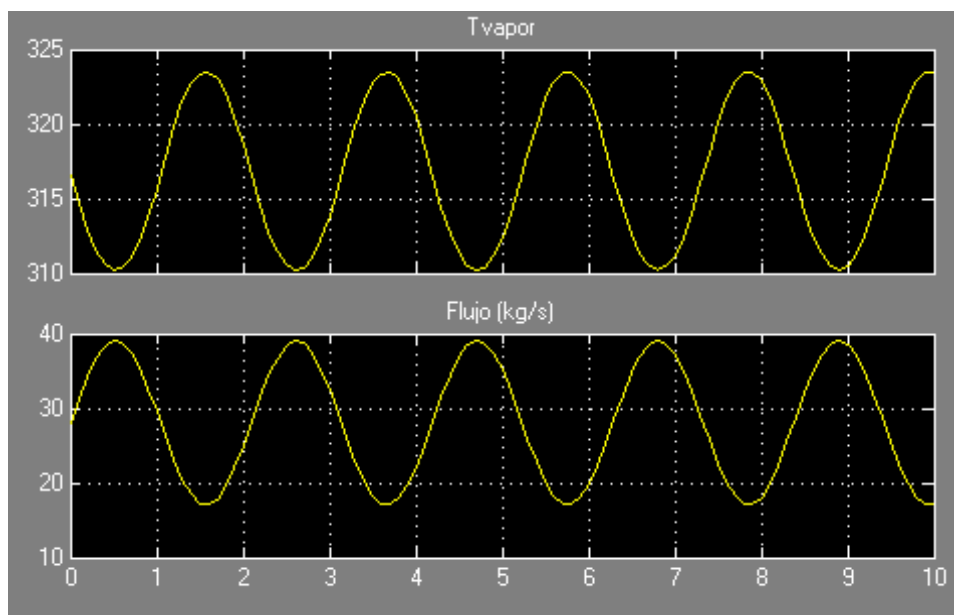
Fuente: Autores del proyecto.

En la grafica se observa que la temperatura del vapor a la salida del sobrecalentador (Tv 1) fluctúa entre 290 y 360 °C, lo cual no es deseable para el proceso. Sin embargo, la temperatura del vapor a la entrada del reactor (Tv 2) se logra estabilizar en 380°C (temperatura de operación) por el funcionamiento de la resistencia sumergible. Las fluctuaciones en Tv 1 son ocasionadas por la variación del flujo de vapor proveniente de la caldera (por el proceso de carga de la caldera).

En los puntos de la figura 28 marcados con un cuadro negro se observa una brusca caída en la temperatura de todas las curvas debido a que durante los primeros minutos se estaba fijando y estabilizando el flujo de vapor de operación.

Usando simulink se obtuvo una curva de la temperatura del vapor a la salida del sobrecalentador para una variación en el flujo representada por una onda senoidal, observándose un comportamiento similar al de la curva Tv1 de la figura 28.

Figura 29. Variación de la temperatura con respecto al flujo.

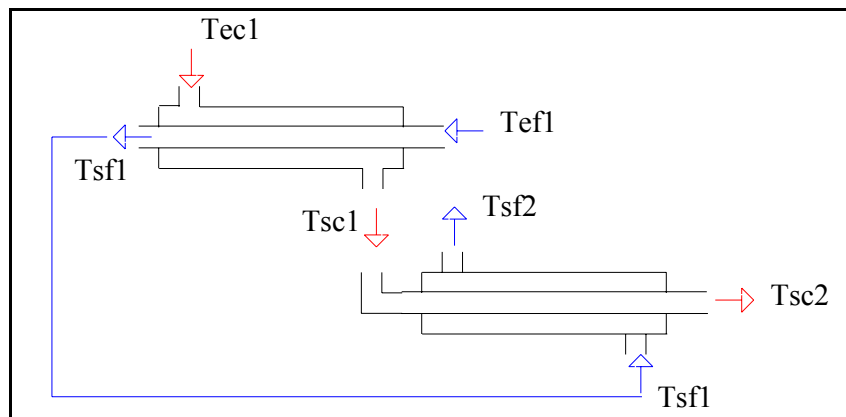


Fuente: Autores del Proyecto.

3.3.3. Condensadores. Para el banco de pruebas se montaron dos condensadores en serie como se muestra en la figura 31, fue necesario utilizar este sistema debido a que en el condensador 2, con mayor área de transferencia, el vapor debe ingresar

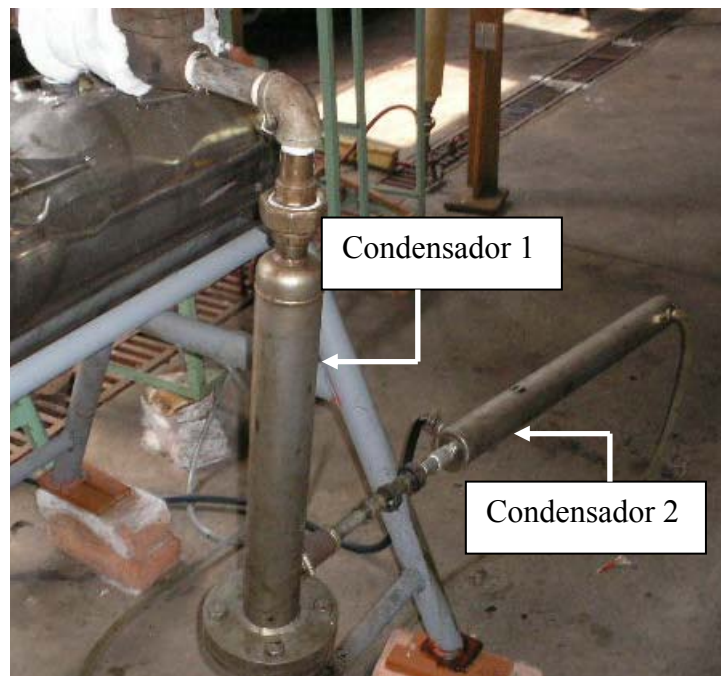
por el serpentín, el diámetro del serpentín es 1 cm lo cual sumado a las bajas densidades del vapor ocasiona una velocidad de fluido demasiado alta (241m/s), esto provoca que el sistema se sobre presione; para evitar sobre presión en el sistema se utilizó el condensador 1, en el cual el agua de enfriamiento pasa por el serpentín mientras que el vapor pasa por la carcaza.

Figura 30. Esquema de la configuración del sistema de condensadores.



Fuente: Autores del proyecto.

Figura 31. Foto condensadores.



Fuente: Autores del proyecto.

En las siguientes tablas se encuentran las temperaturas en el sistema de condensadores y los calores calculados. El flujo de vapor y agua de enfriamiento son 17 y 200 kg/h respectivamente; los calores en la tabla se calcularon con las siguientes ecuaciones $Q_{vapor} = \dot{m}_{vapor} \Delta h_{vapor}$ y $Q_{agua} = \dot{m}_{agua} C_p \Delta T$.

Tabla 19. Datos de operación del condensador 1.

Tec1 (°C)	Tsc1 (°C)	Tef1 (°C)	Tsf1 (°C)	Qvapor (W)	Qagua (W)
183	103	22	48	726,01	6043,56
186	103	22	48	753,53	6043,56
226	118	22	53	987,58	7205,78
228	103	22	52	1141,14	6973,33
239	106	22	54	1216,44	7438,22
259	112	22	57	1349,19	8135,56
267	130	22	57	1261,75	8135,56
262	133	22	53	1187,72	7205,78
276	140	22	58	1255,76	8368,00
273	124	22	58	1372,33	8368,00
285	142	22	60	1322,40	8832,89
296	140	22	60	1444,47	8832,89
301	146	22	61	1437,37	9065,33
305	141	22	60	1520,67	8832,89
312	145	22	62	1550,86	9297,78
306	141	22	60	1530,16	8832,89
315	147	22	63	1561,23	9530,22
313	141	22	63	1596,66	9530,22
318	152	22	62	1544,34	9297,78

Fuente: Autores del proyecto.

Tabla 20. Datos de operación del condensador 2.

Tsc1 (°C)	Tsc2 (°C)	Tsfl (°C)	Tsf2 (°C)	Qvapor (W)	Qagua (W)
103	53	48	61	11613,61	3021,78
103	51	48	62	11653,13	3254,22
118	61	53	64	11590,56	2556,89
103	58	52	63	11514,82	2556,89
106	58	54	64	11541,79	2324,44
112	71	57	65	11338,92	1859,56
130	77	57	69	11382,81	2789,33
133	96	53	72	11034,55	4416,44
140	82	58	74	11374,58	3719,11
124	91	58	76	11051,97	4184,00
142	91	60	81	11214,89	4881,33
140	99	60	82	11038,69	5113,78
146	96	61	87	11152,41	6043,56
141	92	60	83	11186,07	5346,22
145	106	62	86	10945,75	5578,67
141	92	60	90	11186,07	6973,33
147	96	63	91	11161,49	6508,44
141	99	63	92	11047,76	6740,89
152	117	62	94	10792,03	7438,22

Fuente: Autores del proyecto.

En los datos mostrados en las tablas 19 y 20 se observa una gran diferencia entre el Qvapor y Qagua calculados para cada condensador, esto se debe a que en el primer condensador parte del vapor alcanza a condensar pero este efecto no se puede cuantificar y al efectuar los cálculos el calor latente (calor de condensación) es el término más importante, por esto en el condensador 1 $Q_{vapor} < Q_{agua}$ y en el condensador 2 $Q_{vapor} > Q_{agua}$. Debido a la diferencia en los Q calculados el UA para cada condensador varía según se calcule con Q_{vapor} o Q_{agua} , para el

condensador 1 UA calculado con Q_{agua} varia entre 52-61 W/°C y con Q_{vapor} 7-10 W/°C y para el condensador 2 UA calculado con Q_{agua} varia entre 70-150 W/°C y con Q_{vapor} 200-300 W/°C.

3.3.4. Consumo Energéticos. En el cálculo de la energía consumida en el proceso se tuvo en cuenta la energía requerida para producir vapor saturado y la energía requerida para sobrecalentar el vapor.

- **Costos de producción del vapor saturado:** Estos costos corresponden al consumo de gas natural, el precio de gas por m^3 es 693,53 para la industria; según los datos registrados en el laboratorio de ingeniería química fueron los siguientes:

Tabla 21. Consumo de gas natural.

Temperatura del proceso	Consumo de gas (m^3)	Precio total de consumo de gas(\$)
380°C	79,62	55250
500°C	78,06	54150

Fuente: Autores del proyecto.

- **Costos sobrecalentar vapor:** Para calcular los costos energéticos de sobrecalentar vapor se toma el tiempo promedio de encendido de las resistencias el cual fue de 13s y de apagado el cual fue de 8s para una temperatura de proceso de 380°C y para una temperatura de proceso de 500°C el tiempo de encendido y apagado fue de 25s y 10s respectivamente. Con estos datos se calcula el tiempo promedio que duraron encendidas las resistencias en cada prueba. Con los datos y el precio de Kwh el cual es 339,66 para la industria, calculamos los costos de cada proceso.

Tabla 22. Consumo de Kwh.

Temperatura del proceso	Tiempo total de encendido de las resistencias	Consumo Kwh	Precio total en \$ del consumo de Kwh
380°C	4.13h	60,3	20500
500°C	4.6 h	67,2	22850

Fuente: Autores del proyecto.

4. RESULTADOS Y ANALISIS DE RESULTADOS

4.1. BALANCES DE MASA.

Para el balance de masa se tomo como base de calculo una carga de crudo de 5000g, en la tabla 23 Se muestran los balances de masa.

Tabla 23. Balances de Masa-Diseño factorial.

Corrida	Productos de Entrada		Productos de Salida			Crudo remanente en el Reactor (g)
	Crudo Cargado (g)	Crudo sin agua (g)	Productos livianos (g)	Productos pesados (g)	Productos (livianos + pesados) (g)	
(380°C, sin catalizador)	5000	4000	444	2832	3276	724
(380°C, con catalizador)	5000	4000	560	2429	2989	1011
(500°C, sin catalizador)	5000	4000	793	1851	2644	1356
(500°C, con catalizador)	5000	4000	840	2136	2976	1024

Fuente: Autores del proyecto.

El crudo sin agua se calculó usando un porcentaje de agua en el crudo san Fernando igual al 20%, el cual se determinó con el procedimiento de la norma ASTM D-4007 (Standard Test Method for Water and Sediment in Crude Oil by the Centrifuge Method). La cantidad de crudo remanente en el reactor es alta debido a la gran área superficial interna del reactor (área paredes + área del tornillo transportador) comparado con la carga de crudo (aproximadamente 5 litros).

Con los datos mostrados en el balance de masa se calculó el aumento de productos livianos respecto del contenido de hidrocarburos livianos en la carga inicial, el porcentaje de hidrocarburos volátiles en el crudo San Fernando se determinó a la máxima temperatura medida para en la corriente a la salida del reactor y se utilizó el ASSAY del crudo (Anexo C)

Tabla 24. Rendimiento de productos livianos.

Corrida	T _{max} de la corriente a la salida del reactor (°C)	% w Livianos recuperado	% livianos en la carga *	%Exceso
(380°C, sin catalizador)	290	11,1	8	38,75
(380°C, con catalizador)	290	14	8	48,75
(500°C, sin catalizador)	355	19,8	15,5	27,74
(500°C, con catalizador)	340	21	14	50

Fuente: Autores del proyecto.

$$\%Exceso = \frac{|\text{Livianos}_{recuperados} - \text{Livianos}_{carga}|}{\text{Livianos}_{carga}} * 100 \quad \text{Eq. 4.1}$$

El porcentaje de livianos recuperados en todas las pruebas es mayor que el porcentaje de livianos en la carga, esto como resultado del proceso de cracking térmico. La diferencia entre el porcentaje de destilados en la carga y el recuperado es mayor en las pruebas con uso de catalizador.

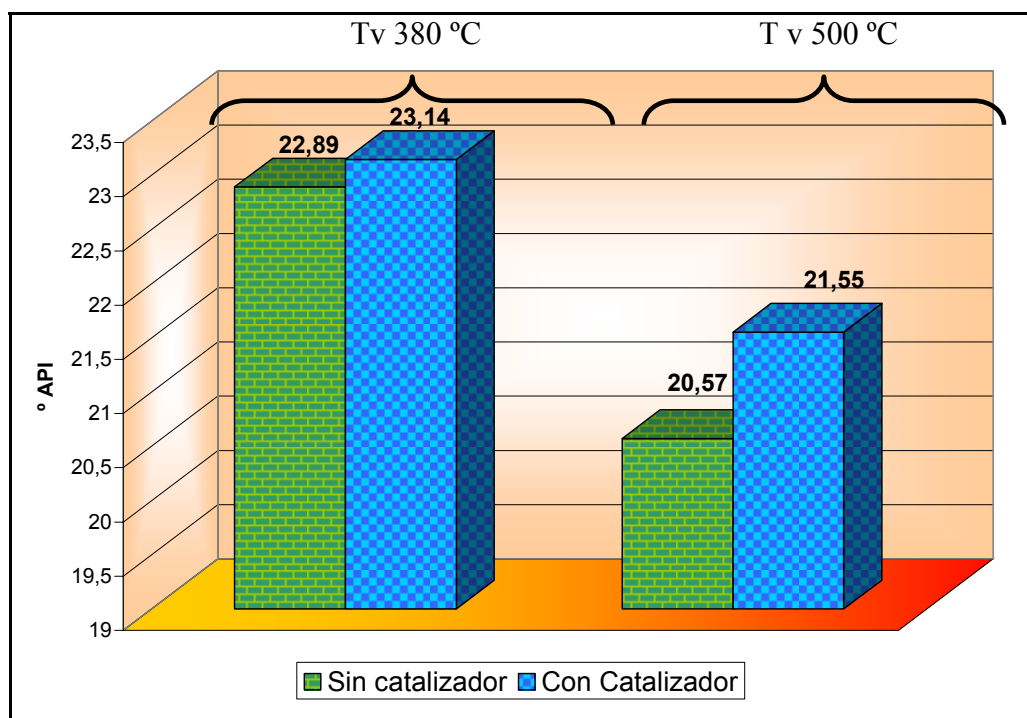
* El porcentaje de livianos en la carga se calculó con el ASSAY del crudo San Fernando (Apéndice D).

4.2. GRAVEDAD API.

- **Gravedad API de los productos livianos.**

En la figura 32 se muestra los resultados obtenidos para la gravedad API de los productos livianos a temperatura ambiente (27°C), en la figura Tv- Temperatura del vapor utilizado en el tratamiento.

Figura 32. °API de los productos livianos de la conversión con vapor.



Fuente: Autores del proyecto.

La adición de hidrogeno en las moléculas craqueadas favorecida por el uso del catalizador permite obtener productos con mejores propiedades.

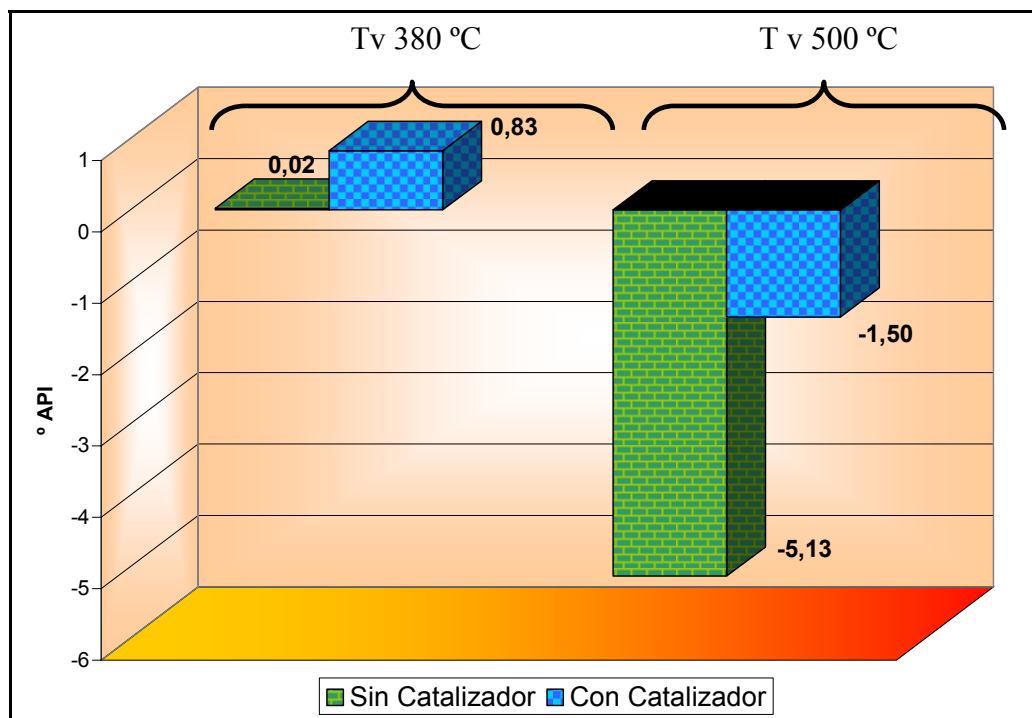
Los productos livianos obtenidos por la conversión con vapor y uso de catalizador tienen un API más elevado que la de los productos del proceso sin catalizador para 380°C y 500°C, sin embargo, el aumento de los grados API es más significativo en las pruebas a 500°C; esto ocurre porque el catalizador actúa en presencia de radicales libres de hidrocarburo, la producción de radicales libres se favorece al trabajar a temperaturas elevadas, por lo tanto al aumentar la temperatura el catalizador tiene mayor oportunidad de actuar.

- **Gravedad API de los productos pesados.**

La variación de los °API en los productos pesados de las pruebas blanco y con catalizador tienen un comportamiento similar al de los productos livianos.

Para las pruebas con vapor a 380°C el aumento de los °API por el uso de catalizador es de 0,81 °API y para las pruebas con vapor a 500°C el aumento es de 3,63 °API.

Figura 33. °API de los productos pesados de la conversión con vapor.



Fuente: Autores del proyecto.

La diferencia en los °API entre los productos del proceso con catalizador y los de el proceso sin catalizador es mayor en el proceso a 500°C y especialmente para los productos pesados, lo cual es indicativo de la efectividad del catalizador para evitar las reacciones de condensación, las cuales son mas frecuentes a altas temperaturas.

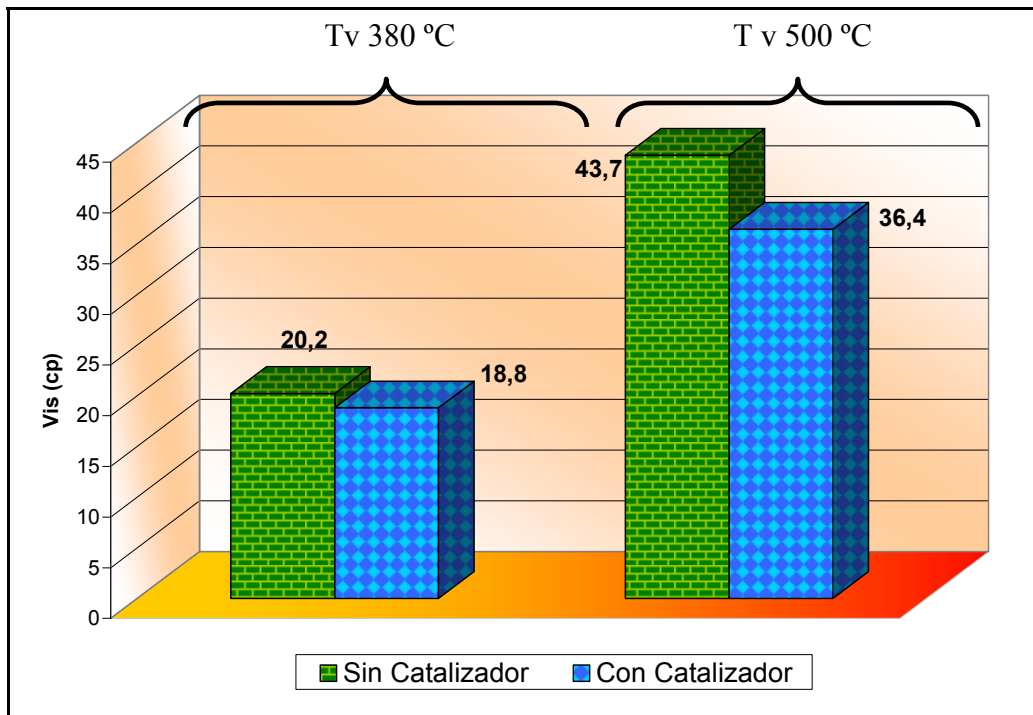
4.3. VISCOSIDADES.

- **Viscosidad de los productos livianos.**

Para las pruebas de 380°C la reducción de viscosidad en los productos debida al uso del catalizador es de 6,93% y a 500 °C es de 16,7%.

Los resultados se muestran en la Figura 34.

Figura 34. Viscosidad de los Productos Livianos a 27 °C.



Fuente: Viscosímetro Brookfield DV^{III+}.

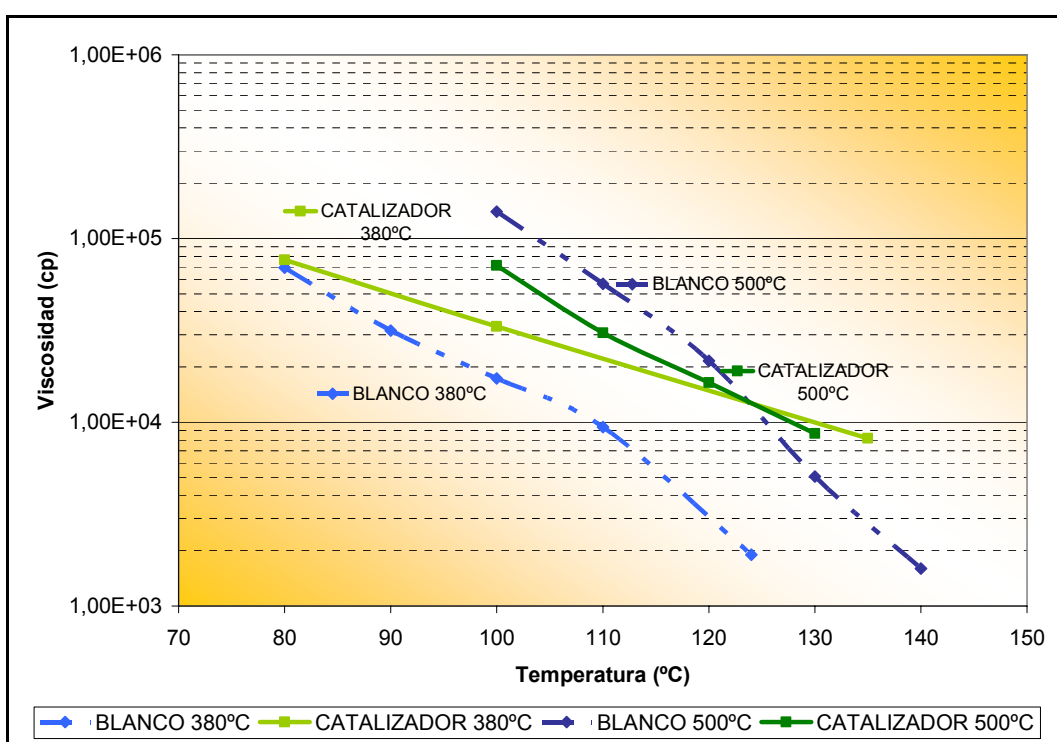
La viscosidad de los productos livianos del proceso de conversión con vapor de las pruebas sin catalizador (pruebas blanco) es mayor que la de los productos obtenidos en las pruebas con catalizador, este es un comportamiento equivalente a lo observado en la gravedad API tanto para los productos del proceso a baja temperatura (380°C) como para los productos del proceso a alta temperatura (500°C).

- **Viscosidad de los productos pesados.**

En la figura 35 se observa la curva Viscosidad vs. Temperatura, para los productos pesados.

En la conversión con vapor a 380°C la viscosidad a 80°C de los productos obtenidos con uso de catalizador es similar a la de los productos de la prueba sin catalizador, sin embargo a medida que aumenta la temperatura la diferencia de viscosidades es mayor.

Figura 35. Viscosidad de los productos pesados.



Fuente: Viscosímetro Brookfield DV^{III+}.

En la conversión con vapor a 500°C la viscosidad a bajas temperaturas (100-120 °C) de los productos pesados obtenidos con uso de catalizador es menor que la de los productos de la prueba sin catalizador, sin embargo a temperaturas mas elevadas ($T > 120$ °C) la viscosidad de los productos obtenidos sin catalizador es menor que la de los productos de la prueba con catalizador.

- **Viscosidad del crudo reconstituido.** Para los cálculos de consumo de potencia de bombeo del sistema crudo + catalizador + vapor es necesario conocer la viscosidad del crudo reconstituido (productos livianos + productos pesados). Para calcular la viscosidad de la mezcla se utilizó la ecuación de Lederer¹⁶, una versión modificada de la ecuación de Arrhenius.

$$\ln \mu = x_A \ln \mu_A + x_B \ln \mu_B \quad \text{Eq. 4.2}$$

$$x_A = \frac{\alpha V_A}{\alpha V_A + V_B} \quad \text{Eq. 4.3}$$

$$x_B = 1 - x_A \quad \text{Eq. 4.4}$$

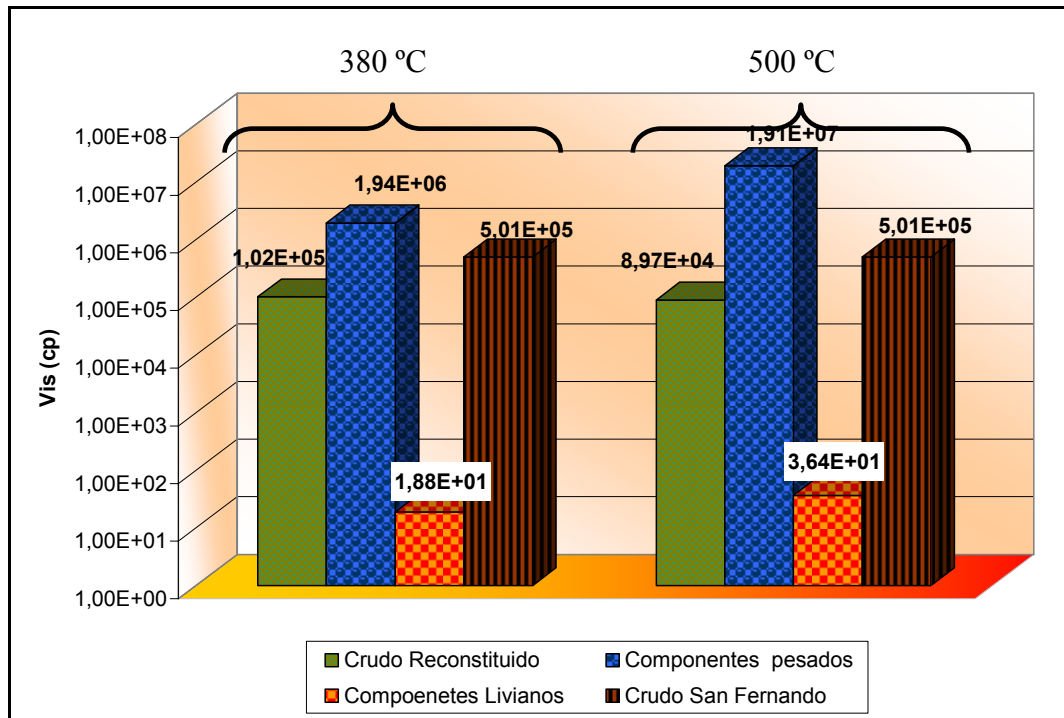
$$\alpha = \frac{17,04 \cdot \Delta\gamma^{0,5237} \gamma_A^{3,2745} \gamma_B^{1,6316}}{\ln\left(\frac{\mu_A}{\mu_B}\right)} \quad \text{Eq. 4.5}$$

$$\Delta\gamma = \gamma_A - \gamma_B \quad \text{Eq. 4.6}$$

En las ecuaciones anteriores A representa al componente más viscoso, para aplicar la ecuación de Lederer se determinó la viscosidad de los productos pesados a temperatura ambiente usando la norma ASTM D-341.

¹⁶ SHU, W.R. A Viscosity Correlation for Mixtures of Heavy oil, Bitumen and Petroleum Fractions. Society of Petroleum Engineers Journal. 1984:277-282.

Figura 36. Viscosidad a 27°C del crudo reconstituido para los productos de la conversión con vapor y catalizador.



Fuente: Autores del proyecto.

4.4. ANÁLISIS TÉRMICO GRAVIMETRICO.

Es necesario corregir el valor del peso perdido registrado en el análisis térmico gravimétrico de los productos pesados de las pruebas con uso de catalizador, porque el catalizador queda en esta fracción y hace parte del residuo (compuestos con punto de ebullición mayor a 537 °C).

- **Porcentaje de Peso Perdido libre de catalizador.**

$$\frac{x}{\text{crudo} + \text{catalizador}} \cdot 100 = \% \text{ perdido} \quad x - \text{masa perdida} \quad \text{Eq. 4.7}$$

$$x = \frac{\% \text{ perdido} \cdot (\text{crudo} + \text{catalizador})}{100} \quad \text{Eq. 4.8}$$

$$\frac{x}{\text{crudo}} \cdot 100 = \% \text{ perdido } _ \text{ corregido} \quad \text{Eq. 4.9}$$

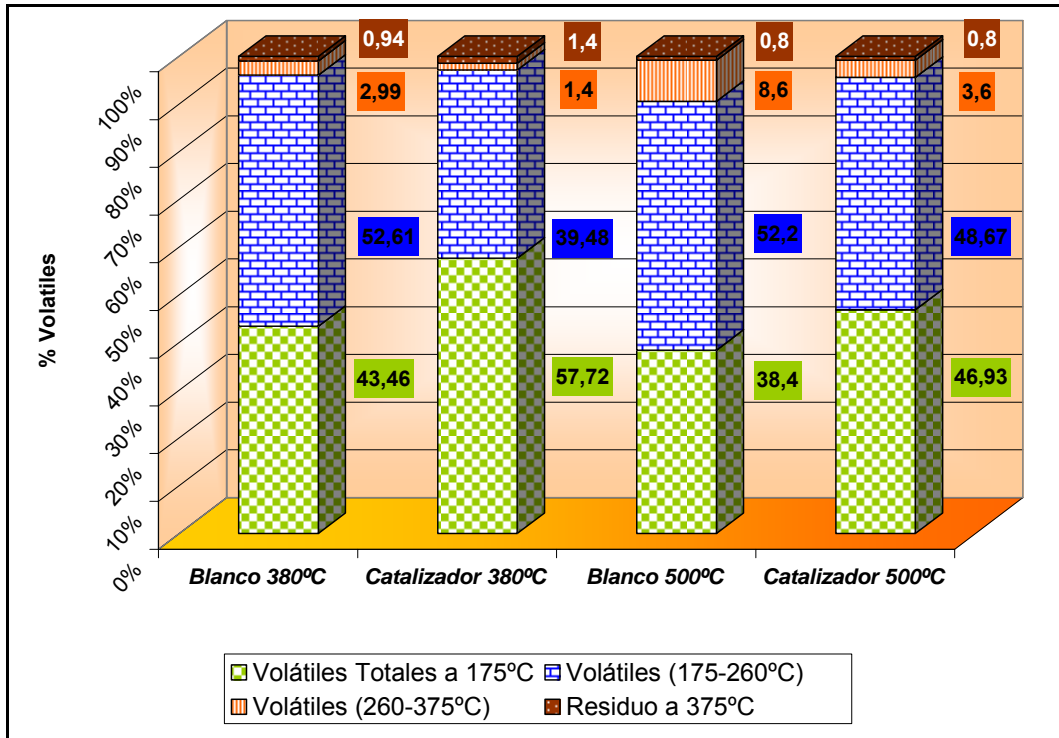
$$\frac{\text{crudo}}{(\text{crudo} + \text{catalizador})} = \frac{(100 - \% \text{ catalizador})}{100} \quad \text{Eq. 4.10}$$

$$\frac{x}{crudo} \cdot 100 = \frac{\%perdido}{100 - \%catalizador} \cdot 100$$

Eq. 4.11

- **Análisis TGA de los productos livianos.**

Figura 37. Perdida de peso en los productos livianos vs. Temperatura.



Fuente: TGA.

El porcentaje de volátiles de mayor valor comercial (naftas) en los productos livianos del proceso de conversión con catalizador es más alto al de los productos del proceso térmico (sin catalizador), tanto para los productos del proceso con vapor a 380°C como para los del proceso con vapor a 500°C.

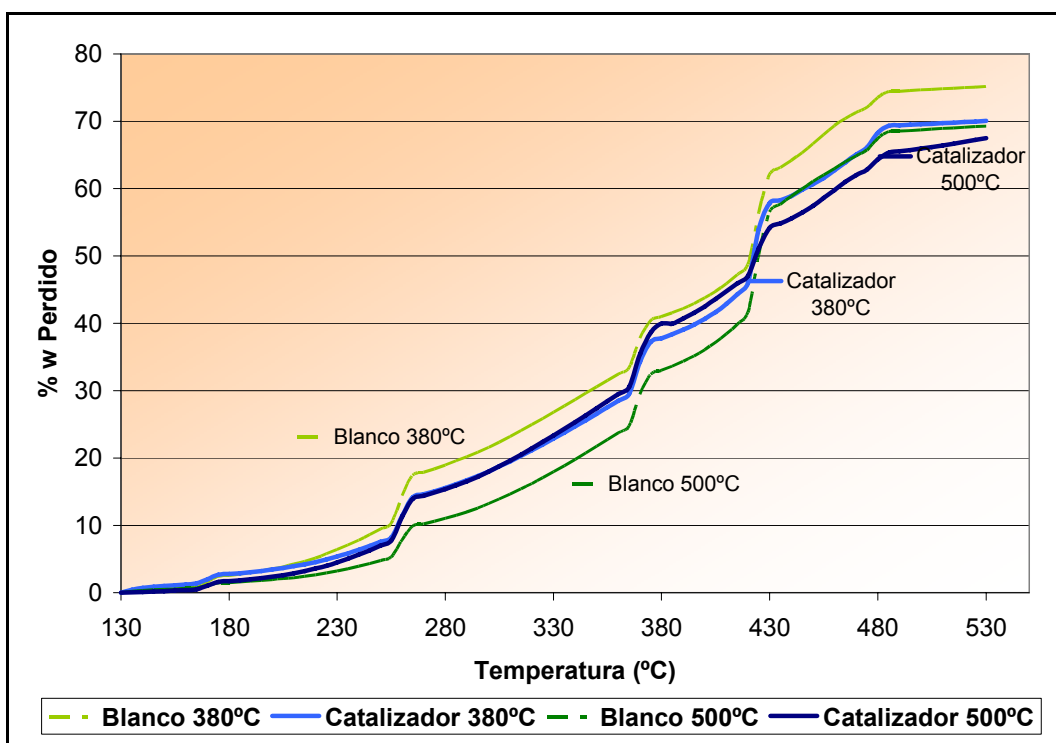
- **Análisis TGA de los productos pesados.**

Tabla 25. Concentración de catalizador en los productos pesados.

Prueba	Acetato de níquel (g)	Hidróxido de Sodio (g)	Crudo Pesado (g)	Concentración catalizador (% w)
2	64	26	2296	3,92
4	64	26	2063	4,36

Fuente: Autores del proyecto.

Figura 38. Perdida de peso en los productos pesados vs. Temperatura.



Fuente: TGA.

La pérdida de peso es mayor en el producto pesado de la prueba sin catalizador con vapor a 380°C en todo el rango de temperatura, esto se debe a que la cantidad de volátiles liberados durante el proceso es menor y por consiguiente la fracción pesada contiene mayor cantidad de volátiles.

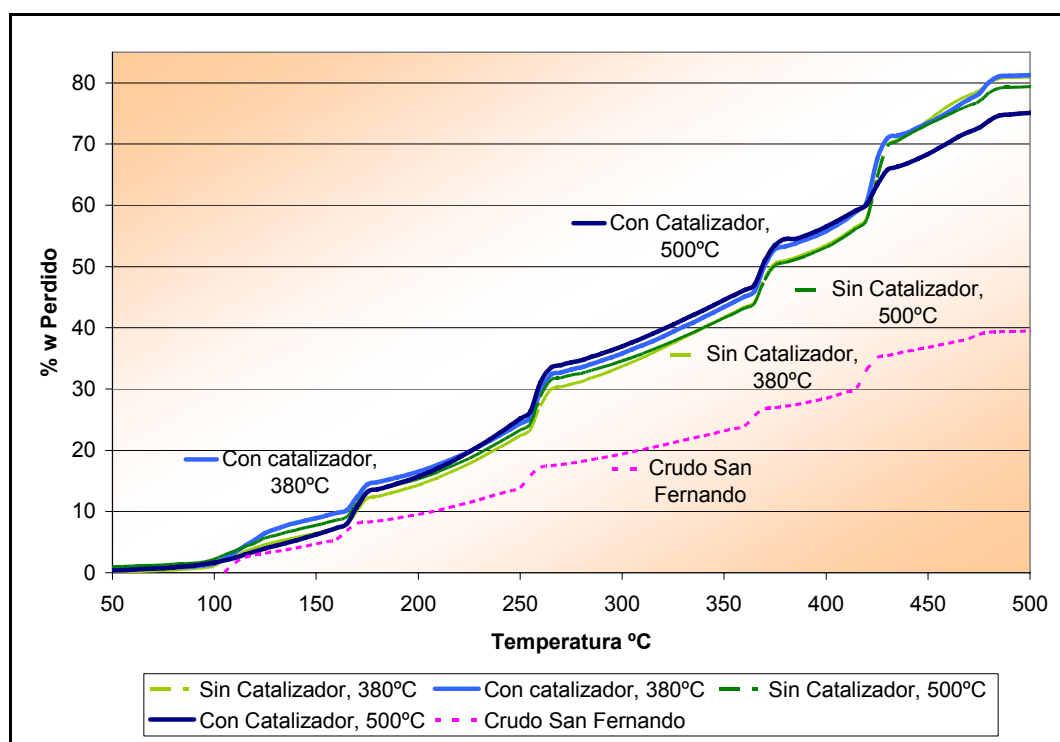
La cantidad de volátiles liberados cuando $T < 400$ °C por el producto pesado del tratamiento con vapor a 500°C es significativamente mayor para la prueba con catalizador, al producirse el cracking térmico el catalizador propició la adición de

hidrogeno y por lo tanto las moléculas resultantes tienen menor peso molecular comparadas con las moléculas producto del cracking térmico y sin adición de hidrogeno.

- **Análisis TGA del crudo reconstituido.**

A continuación se presentan las curvas de pérdida de peso vs, temperatura para la reconstitución de los crudos (producto livianos + productos pesados). A la curva del análisis TGA del crudo San Fernando se le hizo una corrección por el alto contenido de agua en el crudo.

Figura 39. Pérdida de peso vs. Temperatura para el crudo reconstituido.



Fuente: TGA.

El porcentaje de volátiles aumenta drásticamente en todos los productos respecto al porcentaje de volátiles del crudo San Fernando, sin embargo a lo largo de la curva se observa una mayor pérdida de peso en las pruebas correspondientes al uso de catalizador.

4.5 TRANSPORTE DE CRUDOS PESADOS POR TUBERIA.

En el panorama mundial hay un número de tuberías usadas para el transporte de crudos pesados. Las operaciones son facilitadas con una variedad de técnicas. Por ejemplo, la adición de disolvente, calentamiento del crudo.

Los parámetros más relevantes en el transporte de crudos pesados por tuberías son los siguientes:

- Velocidad
- Viscosidad
- Temperatura
- Densidad/Gravedad API
- Punto de fluidez

La capacidad de una tubería depende de la pérdida de presión entre estaciones de bombeo. La pérdida de presión es una función directa del diámetro de la tubería, longitud, rugosidad de la tubería, velocidad del fluido y factor de fricción. En la determinación de la pérdida de cabeza en la tubería puede utilizarse la fórmula de Darcy-Weisbach¹⁷.

$$\Delta h = \frac{fLV^2}{D \cdot 2g} \quad \text{Eq. 4.12}$$

Donde:

- Δh - Pérdida de cabeza
- D - Diámetro interno de la tubería
- f - Factor de fricción
- L - Longitud de la tubería

¹⁷ GEREZ, Jhon and PICK, Archie. HEAVY OIL TRANSPORTATION BY PIPELINE. International Pipeline Conference-Vol 2 ASME 1996

- V - Velocidad del fluido
- g - Aceleración de la gravedad

El factor de fricción (f) varía con el número de Reynolds (Re) dependiendo del tipo de flujo requerido (laminar, crítico, primera etapa turbulento, segunda etapa turbulento). El número de Reynolds es una función de la viscosidad, densidad y velocidad del fluido y el diámetro de la tubería.

Para varios regimenes de flujo el factor de fricción puede ser determinado por las siguientes formulas:

- Flujo laminar:

$$f = \frac{64}{Re} \quad Re < 2000 \quad \text{Eq. 4.13}$$

- Flujo Critico:

$$f = \frac{Re^{1,596}}{5,7 \cdot 10^6} \quad 2000 < Re < 2500 \quad \text{Eq. 4.14}$$

- Primera Etapa del Flujo turbulento:

$$f = \frac{9,364}{Re^{0,265}} \quad 2500 < Re < 40000 \quad \text{Eq. 4.15}$$

- Segunda Etapa del Flujo turbulento:

$$f = \frac{0,157}{Re^{0,188}} \quad Re > 40000 \quad \text{Eq. 4.16}$$

El número de Reynolds es determinado por la siguiente formula:

$$Re = \frac{\rho VD}{\mu} \quad \text{Eq. 4.17}$$

Donde:

μ - viscosidad

ρ - densidad

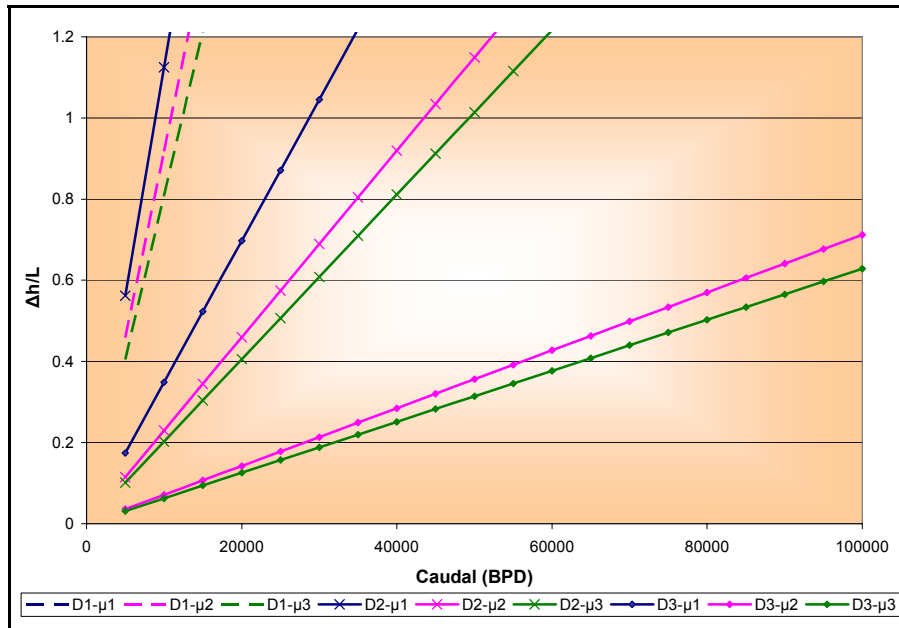
De la examinación de las formulas se ve que la principal variable de interés para el transporte por tuberías es la viscosidad. Para el diseñador las principales variables son la velocidad, viscosidad y densidad.

En la siguiente figura se muestra la caída de presión por unidad de longitud para el crudo San Fernando y los crudos sintéticos resultados del proceso de conversión con vapor y catalizadores, en la figura 41 se observa la potencia requerida para bombear el crudo 10 km para diferentes diámetros.

La potencia requerida para transportar el crudo sintético (crudo obtenido por la conversión con vapor sobrecalentado y catalizador) disminuye en un 80% respecto a la potencia necesaria para el transporte del crudo San Fernando, esto quiere decir que para las mismas condiciones y utilizando la misma potencia de bombeo se puede transportar volúmenes muy superiores de crudo previamente tratado con el proceso propuesto (5 veces mas), lo cual representa un ahorro significativo en los costos de transporte del crudo.

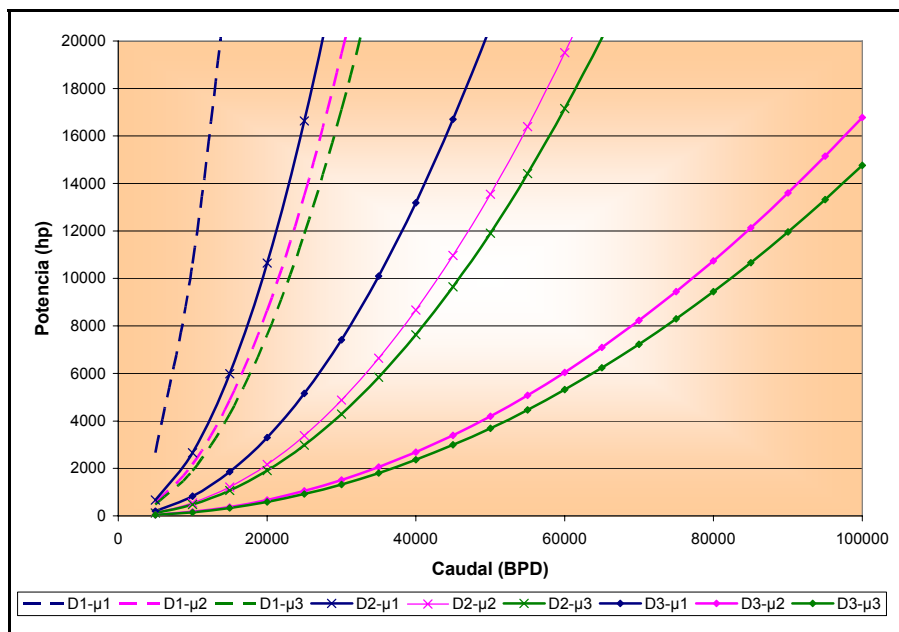
D1	12in	μ_1	Crudo San Fernando
D2	18 in	μ_2	Crudo tratado con vapor a 380°C
D3	24 in	μ_3	Crudo tratado con vapor a 500°C

Figura 40. Perdida de cabeza por longitud de tubería.



Fuente: Autores del proyecto

Figura 41. Potencia de bombeo (L=10km)



Fuente: Autores del proyecto

5. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- Los productos obtenidos de las pruebas con uso de catalizador tienen mayor gravedad API que los productos de la prueba sin catalizador para la misma temperatura de vapor. Sin embargo, la variación de los °API es más notoria en los productos de las pruebas a temperaturas de vapor elevadas (500°C) Lo cual evidencia que el uso de catalizador evita las reacciones de condensación, las cuales se favorecen con altas temperaturas.
- Cuando se trabaja con vapor a 500°C la diferencia entre las propiedades de los productos del proceso con catalizador y los del proceso sin catalizador es mayor, al aumentar la temperatura se favorecen las reacciones de cracking térmico y esto aumenta la concentración de radicales libres de hidrocarburo en la mezcla reaccionante. Como el catalizador propicia la adición de hidrogeno a los radicales libres de hidrocarburo, al aumentar la concentración de estos se optimiza la acción del catalizador.
- La mejora en las propiedades de los productos de las pruebas con catalizador respecto a los productos de las pruebas sin catalizador es más significativa en los productos obtenidos con vapor a 500°C, el uso del catalizador permitiría trabajar a temperaturas elevadas sin los inconvenientes de los procesos de cracking térmico (reacciones de polimerización).
- La viscosidad de los productos pesados de los procesos sin uso de catalizador disminuye rápidamente al aumentar la temperatura, esto puede ser ocasionado por un alto porcentaje de parafinas¹⁸.

¹⁸ Wauquier, J. P. *El refino del petróleo: petróleo crudo, productos petrolíferos, esquemas de fabricación*. España: Ediciones Díaz de Santos, 2007. p 315.

- El aumento del porcentaje de volátiles a 170°C observado en los productos livianos muestra que el proceso no solo ocasiona una mejora en las cualidades para el transporte del crudo sino que adicionalmente mejora la composición lo que aumentaría su precio en el mercado.
- La potencia requerida para transportar el crudo sintético (crudo obtenido por la conversión con vapor sobrecalentado y catalizador) disminuye en un 80% respecto a la potencia necesaria para el transporte del crudo San Fernando, esto quiere decir que para las mismas condiciones y utilizando la misma potencia de bombeo se puede transportar volúmenes muy superiores de crudo previamente tratado con el proceso propuesto (5 veces mas), lo cual representa un ahorro significativo en los costos de transporte del crudo, que es uno de los mayores inconvenientes para su comercialización.
- Para el calentamiento de vapor, si se requiere trabajar con resistencias eléctricas es recomendable trabajar con resistencias sumergibles ya que gracias al contacto directo con el vapor puede alcanzar temperaturas mas elevadas y se ejerce un mejor control de la temperatura.
- Se recomienda precalentar el crudo a la temperatura a la cual se desea efectuar el proceso porque de esta manera se puede trabajar con menores flujos de vapor y disminuir el tiempo de reacción, lo cual representa una reducción en los costos del proceso.
- Para aumentar la rentabilidad del proceso se sugiere estudiar la recuperación del catalizador presente en los productos pesados, este puede recuperarse mediante procesos de desalinización.
- Se recomienda implementar un sistema de control para el flujo de vapor, puesto que el proceso de carga en la caldera desestabiliza el flujo de vapor, ocasionado fluctuaciones en la presión y temperaturas del sistema.

6. BIBLIOGRAFÍA

1. BEER, Ferdinand. Mecánica de Materiales. 3ª Edición. México: Mc Graw-hill. 2004.
2. CAREY, Francis. *Advanced Organic Chemistry Part B: Reactions and synthesis*. 4TH Edition. . United States: Plenum Publishers. 2001.
3. CARRAZZA, Jose. Process and catalyst for upgrading heavy hydrocarbon. US Patent 5,688,395. 07/1996
4. CHOI, Byung. Visbreaking process. US Patent. 4,615,791. 10/1986.
5. CORDOVA, Jose. Production of oil soluble catalytic precursors. US Patent 6,043,182. 04/1998
6. CREUS, Antonio. Instrumentación industrial. Sexta Edición. México: Alfaomega: 1998.. Pag 109-115
7. GEREZ, Jhon. “Heavy oil transportation by pipeline”. International Pipeline Conference Vol 2, 1996. p. 699-710.
8. GUEDEZ, E. “ Aquaconversion. A competitive technology to transport heavy crude oil. Foster Wheeler Heavy Oil Conference. Orlando, Florida. 1998.
9. HOLMAN, J. P. “Transferencia de calor”. 10ª Edición. México: Mc Graw Hill. 1999.
10. KEMMER, Frank. The NALCO water handbook. Second Edition. United States: Mc Graw-hill
11. LANASA, Paul. A Practical Guide to Accurate Flow Measurement. Gulf Professional Publishing: USA. 2002.
12. LAROCK, E Bruce. HYDRAULICS OF PIPELINE SYSTEMS. Boca Raton, FL: CRC Press, 2000.
13. LEVENSPIEL, Octave. Flujo de fluidos en intercambio de calor. España: Reverté S.A. 1993
14. LEVENSPIEL, Octave. Ingeniería de las reacciones químicas. Segunda Edición. España: Reverté S.A.
15. MARZIN, Roger. “The Aquaconversion process a new approach to residue processing”. NPRA Annual Meeting, 1998. San Francisco, California.

16. MATAR, Sami; HATCH, Lewis. "Chemistry of Petrochemical Processes". 2nd Edition. United States: Gulf Publishing Company, 2000.
17. MILLS, F. A. Transferencia de calor. España: Mc Graw-Hill, 1997
18. MUSIENKO, G. "Exhaustive refining of crude oil feedstock: visbreaking of residues". Chemistry and technology of fuels and oils. Vol 36 N°5. 07/2000.
19. OLAH, George; MOLNAR, Álpár. "Hydrocarbon Chemistry". 2nd Edition. United States: Wiley interscience. 2003.
20. PÁEZ, Daniel. "Catálisis Homogénea en Agua: Perspectiva Industrial". Visión Tecnológica. Vol 4 N° 2, 1997. p. 147-151.
21. PEREIRA, Pedro. " AQUACONVERSION: A new option for residue conversion and heavy oil upgrading". Visión Tecnológica, Vol 6 N°1, 1998.
22. PEREIRA, Pedro. "La Investigación y Desarrollo en Mejoramiento de Crudos Extrapesados en PVDSA-INTEVEP: Aquaconversion". Acta Científica Venezolana. Vol 50 N°1, 1999. p 48-53
23. PEREIRA, Pedro. Steam Conversion Process and Catalyst. U.S. Patent 5,885,441. 03/1999..
24. PERRY, Robert. Perry Manual del Ingeniero Químico. Sexta Edición. USA: McGraw-Hill. 1992. Tomo II
25. QIAN, Jianhua. "Study evaluates viscosity prediction of crude blends". Oil and Gas Journal/ Oct 16/2006.
26. RUDNICK, Leslie. Process for visbreaking resides in the presence of Hydrogen-Donor materials and organic sulfur compounds. US Patent 4,587,007. 05/1986.
27. SHU, W.R. A Viscosity Correlation for Mixtures of Heavy oil, Bitumen and Petroleum Fractions. Society of Petroleum Engineers Journal. 1984:277-282.
28. SMITH, J. Ingeniería de la cinética química. México: Mc Graw Hill. 1996.
29. SMITH, Peter. Valve selection Handbook. Fifth Edition. United States: Elsevier. 2004.
30. SPEIGHT, James G. Chemistry and Technology of Petroleum: Third Edition, Revised and Expanded. New York, NY, USA: Marcel Dekker Incorporated, 1999.
31. Standards of the tubular exchanger manufacturers association. 8TH Edition. United States, 1999.

32. URQUIZA, Julio. Hornos industriales de resistencias. Mc Graw-Hill: España. 1999, p 16.
33. VAN WYLEN, Gordon. *Fundamentos de Termodinámica*. 2ª Edición. Mexico: Limusa S.A. 2000.
34. VILLALOBOS O, Gustavo. Medición de flujo: placas de orificio, toberas de flujo y tubos venturi. Mexico : Limusa, 1999.
35. WANG, Jinsheng. "A study of thermal-cracking behavior of asphaltenes". *Chemical Engineering science* 58 (2003).
36. YAN, T. "Characterization of visbreaking feeds" *Fuel*. Vol 69. August 1990. p. 1062-1064.

ANEXO A

RESISTENCIAS DE CALENTAMIENTO Y MATERIALES AISLANTES

1. RESISTENCIAS ELÉCTRICAS DE CALENTAMIENTO

1.1. Generalidades. El calentamiento de piezas por resistencias eléctricas puede ser directo, cuando la corriente eléctrica pasa por las piezas (en nuestro caso se trata del vapor saturado), o indirecto, cuando las piezas se calientan por radiación, convección o una combinación de ambas, procedente de las resistencias propiamente dichas dispuestas en las proximidades de las piezas.

En la industria es mas frecuente el calentamiento indirecto por resistencias eléctricas. Dichas resistencias pueden ser:

- Barras, varillas, alambres o pletinas, dispuestos en las paredes de la cámara de calentamiento, transmitiendo calor por radiación.
- Paquetes de resistencias de los mismos materiales que transmiten el calor por convección al aire o gases.
- Los mismos materiales, dispuestos en el interior de los tubos radiantes, cuando la atmósfera interior de la cámara sea perjudicial para una vida razonable de las resistencias expuestas directamente.
- Resistencias blindadas (también conocidas como sumergibles), dispuestas en el interior de las fundas metálicas de pequeño diámetro con un material cerámico de llenado de las fundas metálicas. Se aplica a temperaturas inferiores de las anteriores, estas son típicas para calentamiento de líquido en baños, tanques de temple, precalentadores de combustión, etc., que en el caso de calentamiento de gases pueden ir provistos, de aletas para aumentar la superficie de intercambio de calor.

Figura A.1. Resistencias eléctricas.



1.2. Materiales. Los materiales empleados para la fabricación de resistencias metálicas se pueden clasificar en tres grandes grupos:

2. Aleaciones de base Ni-Cr
3. Aleaciones de Fe-Cr-Al, con posible adición de de elementos de las tierras raras, obtenidas por fusión o por pulvimetalurgia.
4. Otros materiales empleados, sobre todo, en hornos de vacío de alta temperatura, como molibdeno, tántalo y tungsteno.

1.2.1. Aleaciones de base Ni-Cr. Aunque varían ligeramente de unos fabricantes a otros, se pueden considerar como más representativas las siguientes:

1. 80Ni-20Cr.
2. 70Ni-30Cr.
3. 60Ni-15Cr-20Fe.
4. 37Ni-18Cr-40Fe denominada 40Ni-20Cr.
5. 30Ni-20Cr-45Fe.
6. 20Ni-25Cr-50Fe.

De todas ellas la mas utilizada (la cual es el caso de nuestro trabajo de grado) es la primera, 80 Ni-20 Cr.

En la tabla A.1 se recogen sus características principales que a continuación se mencionan:

- Composición. Es únicamente aproximada, sin tener en cuenta elementos con Si, Mn, etc.
- Densidad. Es similar a la de los aceros en las aleaciones 40 Ni-20 Cr, 30 Ni-20 Cr y 20 Ni-25 Cr, y netamente superior en las de mayor contenido de Ni.
- Temperaturas de fusión. Es claramente inferior a la del acero de bajo contenido de C y prácticamente igual en todas las aleaciones Ni-Cr.
- Temperatura máxima de utilización. Se refiere a la temperatura de las resistencias y no a la del interior de la cámara. La transmisión de calor de las resistencias a la carga, exige un gradiente de temperatura positivo, por lo que la temperatura de las resistencias puede ser excesivamente superior a la del interior de la cámara.
- Calor específico. Varía de 0,45 a 0,50 Kj/Kg*K para las diferentes aleaciones a 20°C. Su variación con la temperatura es pequeña. Puede tomarse, como valor medio de 0 a 1.000°C, 0,46 Kj/Kg*K para 80Ni-20Cr.
- Conductividad térmica. A 20°C es prácticamente igual en todas las aleaciones Ni-Cr-Fe, pero netamente inferior a la del acero dulce (51 w/mK a 20°C), por lo que se comportan como mucho más aislantes. Sin embargo al aumentar la temperatura, disminuye la conductividad térmica de los aceros al carbono, y aumenta la de las aleaciones Ni-Cr-Fe.
- Coeficiente de dilatación lineal. No varía sensiblemente de una aleación a otra. Para 80 Ni-20 Cr el calentamiento de 20 a 1.000°C supone un alargamiento de 1,8 por 100. Es un 50% superior, aproximadamente, al acero de 0,20% C.
- Resistencia a la rotura. Depende del estado en que se suministran (normalmente recocidos). Es similar para todas las aleaciones excepto para la 70 Ni-30 Cr.
- Resistencia de creep. Se utilizan estos valores en el cálculo de elementos mecánicos sometidos a alta temperatura en el interior de hornos eléctricos.
- Resistividad. La característica más importante de una aleación para resistencias es, la resistividad eléctrica que varía sensiblemente con la temperatura. Un dato importante en el cálculo de la energía radiada por las

resistencias es su emisividad. Puede considerarse en todos los casos valores entre 0,85 y 0,88.

A continuación se señalan otras características importantes de la aleación 80 Ni-20 Cr:

Su temperatura máxima de utilización es de 1.200°C. Tiene una gran resistencia a la oxidación en caliente y son muy buenas sus características mecánicas a temperaturas elevadas. Permite grandes variaciones de temperatura y de atmósfera, tanto oxidante como reductora, hasta temperaturas de 1.150°C. Sin embargo, no debe exponerse directamente a atmósferas fuertemente cementantes o que contengan azufre, plomo o zinc.

Tabla A.1. Propiedades de las aleaciones Cr-Ni.

Aleación Ni-Cr	80-20	70-30	60-15	40-20	30-20	20-25
Composición aprox.						
Ni%	80	70	60	37	30	20
Cr%	20	30	15	18	20	25
Fe%	≤1	≤1	20	40	45	50
Densidad Kg/m ³	8.300	8.100	8.200	7.900	7.900	7.800
Temperatura de fusión °C	1.400	1.380	1.390	1.390	1.390	1.380
Temperatura máxima de utilización °C	1.200	1.250	1.150	1.100	1.100	1.050
Calor específico a 20°C kj/kg*k	0,45	0,45	0,45	0,46	0,50	0,50
Conductividad térmica w/mk a 20°C	15	14	13	13	13	13
Coefficiente de dilatación lineal 20-1.000°C/°C ⁻¹	18	18	17	19	19	19
Resistencia a la rotura						

20°C N/mm ²	700	800	700	700	700	700
900 °C N/mm ²	100	100	100	120	120	120
Resistencia al creep						
800°C N/mm ²	15	15	15	20	20	20
1.000 °C N/mm ²	4	4	4	4	4	4

Fuente: URQUIZA, Julio. Hornos industriales de resistencias. Mc Graw-Hill: España. 1999, pg 16.

2. REFRACTARIOS Y AISLANTES.

2.1. Generalidades. Sabemos que para que un proceso térmico aumente su eficiencia es de gran importancia lograr disminuir la disipación de energía al medio al cual no se desea transferir energía (en nuestro caso hablamos del ambiente), es decir reducir las pérdidas de calor y conseguir unas condiciones ambientales en el exterior suficientemente aceptables; para este propósito la industria ha elaborado una gama amplia de aislantes.

Para su selección la capa de aislante térmico debe ser capaz además de sus características de aislamiento, puede requerir resistencia al ataque químico, resistencia a la abrasión, etc., esto condiciona la elección del aislamiento no solamente por su temperatura máxima de trabajo.

Una buena clasificación se puede realizar en función de la temperatura máxima de trabajo como se indica a continuación:

- Productos refractarios densos.
- Productos refractarios aislantes.
- Productos aislantes no refractarios (hasta 800°C-1000°C).
- Productos calorífugos.
- Fibras cerámicas.

2.2. Productos refractarios densos. Los materiales refractarios son esencialmente productos que resisten a temperaturas elevadas. En estos materiales no se puede hablar de temperatura de fusión por realizarse en una amplia gama de temperaturas (fusión pastosa). Por ello es mejor hablar de resistencia pirosópica.

Se suele decir que son refractarios cuando su resistencia pirosfópica es superior a 1.500°C. Entre ellos están:

- Arcillas refractarias.
- Silicatos.
- Hidratos y óxido de aluminio.
- Óxidos tales como sílice, magnesia, cromita, zirconia, etc.

Productos de sílice. Deben contener, de acuerdo con la clasificación un mínimo de 93 por 100 de sílice pura (SiO_2). Por la acción del calor la sílice pura se transforma en:

- Tridimita por encima de los 867°C hasta 1.470°C.
- Cristobalita por encima de los 1.470°C hasta 1.725°C.
- Sílice fundida a partir de los 1.725°C.

Una propiedad importante de la sílice es su coeficiente de dilatación térmica, que es prácticamente nulo a partir de los 600°C.

2.3. Productos aislantes no refractarios. El número de materiales utilizables es bastante elevado, pero entre los más importantes se pueden nombrar:

- La sílice fósil o diatomita (y los materiales derivados).
- El carbonato de magnesio.
- Las fibras minerales (lana de vidrio, de escoria, de roca).
- La vermiculita.
- La arcilla y la perlita expandidas.
- El silicato cálcico.

Sílice fósil o diatomita. Llamada también harina fósil, harina de sílice, tierra de moler, etc., está constituida por amontonamiento de esqueletos silíceos, algas microscópicas, diatomeas marinas.

Los depósitos de sílice fósil son generalmente friables y pulverulentos. Se utilizan bien en forma de polvo para formar borras y mantas aislantes, bien en forma de ladrillo o piezas especiales. Su densidad varía de 200 a 800 Kg/m^3 en ladrillos o

bloques, su conductividad térmica desde 0,07 W/mK a 100°C hasta 0,25 W/mK a 700°C.

Carbonato de magnesio. El carbonato de calcio pulverulento, muy ligero y muy aislante bajo esta forma, se mezcla con fibras de diversos materiales, además de otras sustancias ligantes. Este carbonato se descompone a partir de los 300°C, lo que limita su temperatura de empleo.

Lanas minerales. A partir de vidrio fundido, de rocas naturales fundidas y de escorias metalúrgicas se fabrican las fibras o lanas correspondientes. Las fibras así obtenidas pueden tener, además de un alto contenido de sílice, una buena resistencia a la corrosión química y soportar temperaturas relativamente elevadas (700°C).

Se utilizan en borras preparadas de antemano bajo diversas formas y espesores. Las formas moldeadas pueden ser coquillas, placas, barras de diferentes diámetros, etc. Pueden ser flexibles, rígidos o semirígidos.

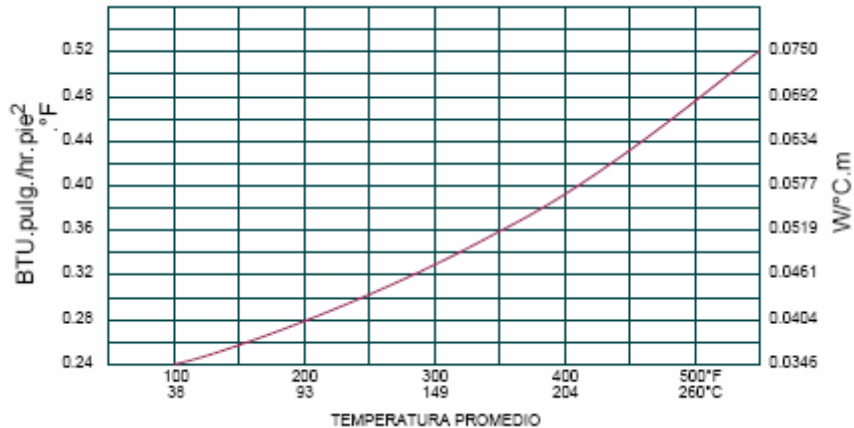
Figura A.2. Lana de vidrio tipo cañuela.



Fuente: www.fiberglasscolombia.com.

Las lanas minerales, cuyas cualidades han mejorado enormemente en los últimos años, constituyen hoy uno de los mejores aislamientos. Además de sus propiedades de aislamiento térmico, tiene la ventaja de su incombustibilidad y su capacidad de aislamiento sónico.

Figura A.3. Conductividad térmica del aislante cañuela.



Fuente: www.fiberglasscolombia.com.

2.4. Fibras cerámicas de alta temperatura. Mientras que las lanas minerales no pasan de temperatura máxima de 700°C y no resisten además la acción directa de las llamas, las fibras de cerámicas se han desarrollado en los últimos años y se han utilizado ampliamente en aislamientos de cara caliente y temperaturas máximas hasta de 1.500°C.

Figura A.4. Manta de fibra cerámica.



Fuente: www.unifrax.com.br

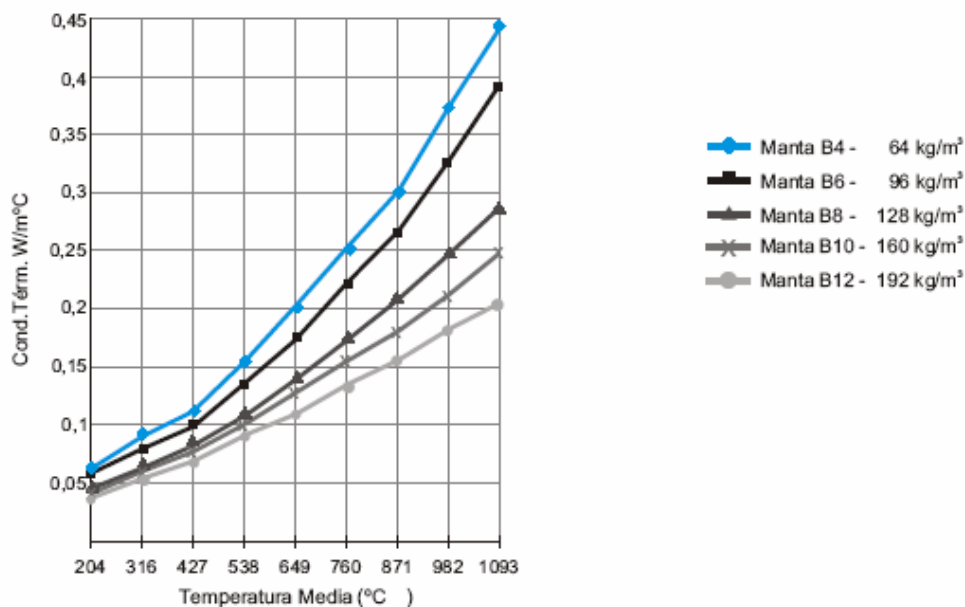
Para su fabricación se funden materiales aluminosos de diversos contenidos de alúmina y zircona, y en el vertido se produce la fibrilización por soplado con aire comprimido o vapor o centrifugado, dando lugar este segundo procedimiento a la formación de fibras más largas y de menor cantidad de polvo.

Normalmente se fabrica en cuatro calidades bajo diferentes contenidos de Al_2O_3 .

Se aglomeran en mantas de varias densidades comprendidas entre 50 y 130 Kg/m^3 , aunque se suministran en forma de borra, papel, cartón, fieltro húmedo, pieza de forma, etc. En la figura A.5 se señalan las conductividades térmicas de las mantas de fibra en función de la temperatura. Tiene un calor específico medio de 1,13 $Kj/Kg*k$. sus propiedades principales son:

- Rendimiento térmico elevado., por su baja conductividad térmica y su reducida capacidad de acumulación de calor.
- Facilidad de instalación y de reparación, mucho mayor que las construcciones a base de ladrillos o masas refractarias.
- Resistencia muy elevada al choque térmico, por su propia naturaleza fibrosa que permite calentamientos y enfriamientos sin limitación de velocidad.

Figura A.5. Conductividad térmica vs. Temperatura media.



Fuente: www.unifrax.com.br

ANEXO B
FUNDAMENTOS TEORICOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR Y
MECÁNICA DE FLUIDOS

1. TRANSFERENCIA DE CALOR

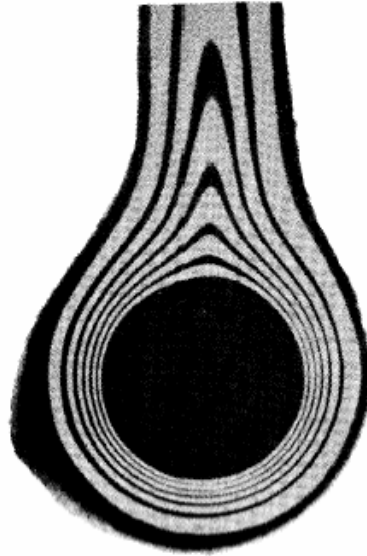
1.1. Convección natural. En la convección natural, el movimiento del fluido se debe a las fuerzas de empuje dentro de este. El empuje se debe a la presencia combinada de un gradiente de densidad del fluido y de una fuerza de cuerpo que es proporcional a la densidad (normalmente es la fuerza gravitacional). Hay varias formas en las que un gradiente de densidad de masa puede surgir en un fluido, pero en la situación más común se debe a la presencia de un gradiente de temperatura, los cuales se relacionan por medio del –coeficiente de dilatación volumétrica β . Para un gas ideal $\beta=1/T$, donde T es la temperatura absoluta.

Las velocidades asociadas con la convección natural son relativamente pequeñas; su valor no es muy superior a 2 m/s. Por lo tanto, los coeficientes de transferencia de calor en la convección natural tienden a ser mucho menores que los de la convección forzada. Para los gases, estos coeficientes son solo del orden de 5 W/m²K.

El número de Reynolds de la convección forzada no desempeña ningún papel en la convección natural puesto que no existe ninguna velocidad característica evidente para el flujo por convección natural. En su lugar se usa el número de Grashof o el número de Rayleigh.

1.1.1. Flujo alrededor de un cilindro horizontal. La figura B.1 es un interferograma que muestra las isothermas que se forman en torno a un cilindro isotérmico calentado y rodeado de aire. Vemos que sobre el cilindro se levanta una columna de aire caliente.

Figura B.1. Fotografía de interferómetro mostrando líneas isotérmicas al rededor de un cilindro horizontal en convección libre



Fuente: HOLMAN, J. P. “Transferencia de calor”. Mc Graw Hill: México. 10ª Edición., pg 307.

El flujo es laminar para $Ra_D = Gr_D Pr \leq 10^9$. Churchill y Chu¹⁹ dan la siguiente correlación para el número de Nusselt promedio:

$$\bar{Nu}_D = 0,36 + \frac{0,518 Ra_D^{1/4}}{\left[1 + \left(\frac{0,559}{Pr}\right)^{9/16}\right]^{4/9}}; \quad 10^{-6} < Ra_D \leq 10^9 \quad \text{Eq. B.1}$$

Cuando $Ra_D \geq 10^9$ ocurre la transición de una capa límite laminar a una turbulenta y el aumento del número de Nusselt con el número de Rayleigh es mayor. La correlación que se recomienda en este caso es

$$\bar{Nu}_D = \left\{ 0,60 + 0,387 \left[\frac{Ra_D}{\left[1 + \left(\frac{0,559}{Pr}\right)^{9/16}\right]^{16/9}} \right]^{1/6} \right\}^2; \quad Ra_D \geq 10^9 \quad \text{Eq. B.2}$$

Las ecuaciones B.1 y B.2 no se empalman de manera exacta en $Ra_D \approx 10^9$

¹⁹ MILLS, F. A. TRANSFERENCIA DE CALOR. Mc Graw-Hill. Pg. 307

- **Número adimensional de Grashof.** El número de Grashof puede interpretarse físicamente como un grupo adimensional que representa la razón de las fuerzas de flotación a las fuerzas viscosas del sistema de flujo de convección libre. Tiene un papel similar al que juega el número de Reynolds en sistemas de convección forzada y es la variable fundamental usada como un criterio para transición de flujo de capa límite de laminar a turbulenta

$$Gr = \frac{g \cdot \beta \cdot (T_s - T_\infty) \cdot L_c^3}{\nu^2} \quad \text{Eq.B.3}$$

1.1.2. Flujo laminar a través de tubos y conductos. En un flujo laminar a una distancia suficientemente grande de la entrada del tubo o tubería, donde el flujo esta totalmente desarrollado hidrodinámicamente y presenta el perfil de velocidades parabólicos característicos de un flujo de Poiseuille se puede hallar el factor de fricción de acuerdo a

$$f = \frac{64}{Re}; \quad Re = \frac{GD}{\mu} \quad \text{Eq. B.4}$$

Si la temperatura de la pared es uniforme, por ejemplo si hay vapor condensado en el exterior, entonces, a una distancia suficientemente del punto en que empieza el calentamiento corriente abajo, el flujo se vuelve totalmente desarrollado térmicamente, la forma del perfil de temperatura no cambia y el número de Nusselt tiene un valor constante de 3,66.

Por otro lado, si el flujo de calor por unidad de área a través de la pared del tubo es uniforme, por ejemplo si hay una resistencia eléctrica enrollada homogéneamente al rededor del tubo, entonces el Nusselt tiene un valor de 4,364.

La transición a turbulencia se produce en $Re \cong 2300$, aunque la turbulencia no se establece por completo hasta un $Re=10000$.

1.2. Flujo forzado a través de tubos y conductos. Para un flujo turbulento totalmente desarrollado hidrodinámicamente el factor de fricción puede obtenerse

a partir de un diagrama de Moody o bien, si la pared del tubo es lisa a partir de la fórmula

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 2 \log(\text{Re} \sqrt{f}) - 0.8 \quad \text{para } \text{Re} > 4000 \quad \text{Eq.B.5}^{20}$$

En contraste con el caso del flujo laminar, el efecto de las condiciones de contorno en la pared (por ejemplo, si el flujo de calor por unidad de área es o no uniforme a lo largo del tubo) no tiene importancia cuando el flujo es turbulento en cualquier fluido, excepto en los metales líquidos de bajo número de Prandtl. Una fórmula sencilla en forma exponencial para el flujo totalmente desarrollado térmicamente dentro de un tubo de paredes lisas con un $\text{Pr} > 0,5$ es

$$\text{Nu}_D = 0,023 \cdot \text{Re}_D^{0,8} \cdot \text{Pr}^{0,4}; \quad \text{Re} > 10000 \quad \text{Eq.B.6}^{21}$$

Si se desea obtener resultados más exactos es recomendable usar la fórmula de Gnielinski

$$\text{Nu}_D = \frac{\left(\frac{f}{8}\right)(\text{Re}-1000)\text{Pr}}{1+12,7\left(\frac{f}{8}\right)^{1/2}(\text{Pr}^{2/3}-1)} \quad \text{para } 3000 < \text{Re} < 10^6 \quad \text{Eq.B.7}^{22}$$

2. MECÁNICA DE FLUIDOS

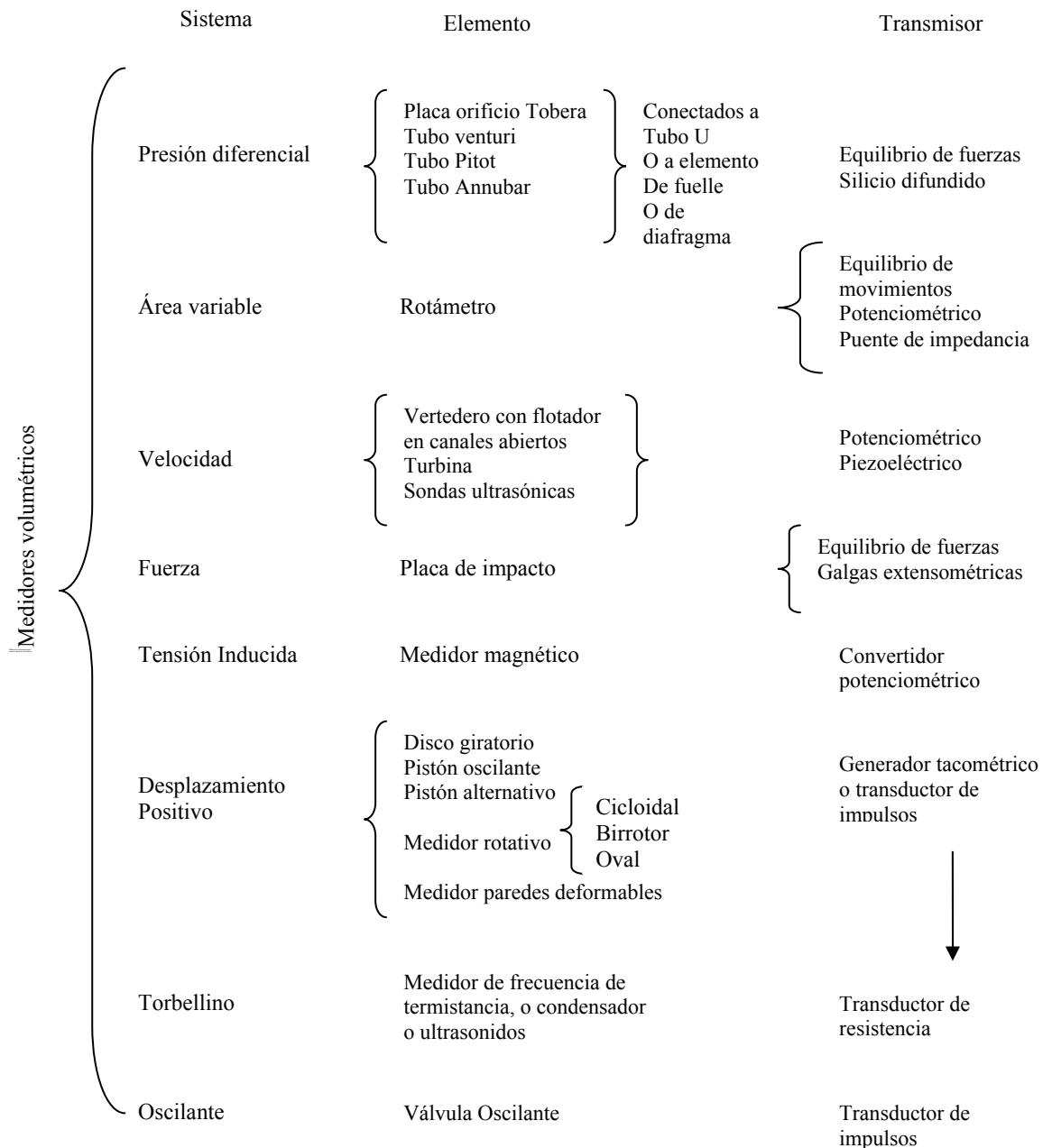
2.1. Medición de flujo. Los métodos para la medición de flujos más empleados pueden clasificarse en métodos directos e indirectos. Los medidores de desplazamiento positivo, los medidores magnéticos, los de tipo turbina, los de remolino, los de vórtices, etc., están comprendidos dentro de la medición por los métodos directos.

²⁰ LAROCK, E Bruce. HYDRAULICS OF PIPELINE SYSTEMS. Pag 13.

²¹ MILLS, F. A. TRANSFERENCIA DE CALOR. Mc Graw-Hill. Pg. 281

²² MILLS, F. A. TRANSFERENCIA DE CALOR. Mc Graw-Hill. Pg. 281

Figura B.2. Medición de flujo, medidores volumétricos.



Fuente: CREUS, Antonio. Instrumentación industrial. Alfaomega: 1998. Sexta ed

Los métodos indirectos incluyen: la placa de orificio, la tobera de flujo, el tubo ventura, el tubo de flujo de Dall y el Annubar. Estos medidores de flujo por métodos indirectos son llamados así porque se basan en el principio que dice que al pasar un fluido a través de una restricción en una tubería, la pérdida de presión causada por la restricción es proporcional al cuadrado de la velocidad de fluido.

$$h_m \approx V^2 \quad \text{Eq. B.8}$$

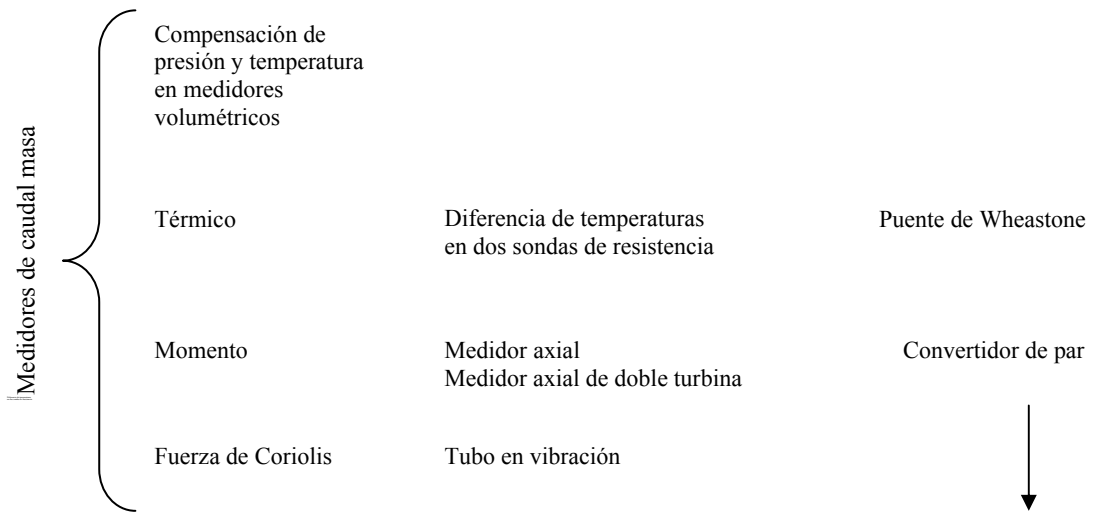
Donde V es la velocidad del fluido y h_m es la caída de presión.

Al convertir la velocidad del fluido a unidades de cantidad nos queda:

$$Q = KA(h_m)^{1/2} \quad \text{Eq.B.9}$$

Q es la cantidad de flujo, K el coeficiente de descarga, A el área de la restricción.

Figura B.3. Medición de flujo, medidores de caudal de masa.



Fuente: CREUS, Antonio. Instrumentación industrial. Alfaomega: 1998. Sexta ed

2.1.1. Placa de Orificio. La placa de orificio es el elemento primario de la medición más sencillo que se ha diseñado. Es un disco circular, se fabrica generalmente de acero inoxidable con un orificio que puede ser concéntrico, Excéntrico o segmentado.

La placa de orificio tiene una dimensión exterior igual al espacio interno que existe entre los tornillos de las bridas de montaje y su espesor va de 3.175mm (1/8in). Este espesor depende del tamaño de la tubería y de la temperatura de operación.

Tabla B.1. Espesor de la placa por diámetro de la tubería.

	Espesor de la placa
Hasta 10.16cm(4in)	1.588mm (1/16in)
De 10.16 a 30.4cm (4a12in)	3.175mm(1/8in)
De 35.5 a 71cm (14 a28in)	6.350mm (1/4in)
De 76.2cm(30in)o mayor	12.70mm(1/2in)

Tabla B.2. Espesor de la placa por temperatura igual o mayor de 316°C

Diámetro de la tubería	Espesor de la placa
De 5ª 20.3cm	3.175mm(1/8in)
25.4cm(10in) o mayor	6.350mm(1/4in)

La cara de la placa del lado de alta presión debe colocarse perpendicular al eje de la tubería y el borde del orificio debe tornearse a escuadra con un ángulo de 90°. Para placas que tengan un orificio mayor de 12.70 mm(1/2in), el grueso del borde del orificio no debe exceder de 3.175mm(1/8in); y para menor de 12.70mm(1/2in); el borde no deberá exceder de 1.588mm(1/16in). Cuando el espesor de la placa excede de los límites antes descritos, se le hará un biselado con un chaflán con un ángulo de 45° en el lado de baja presión.

La asociación Americana de Gas (AGA), recomienda que el espesor del borde del orificio no deberá exceder de:

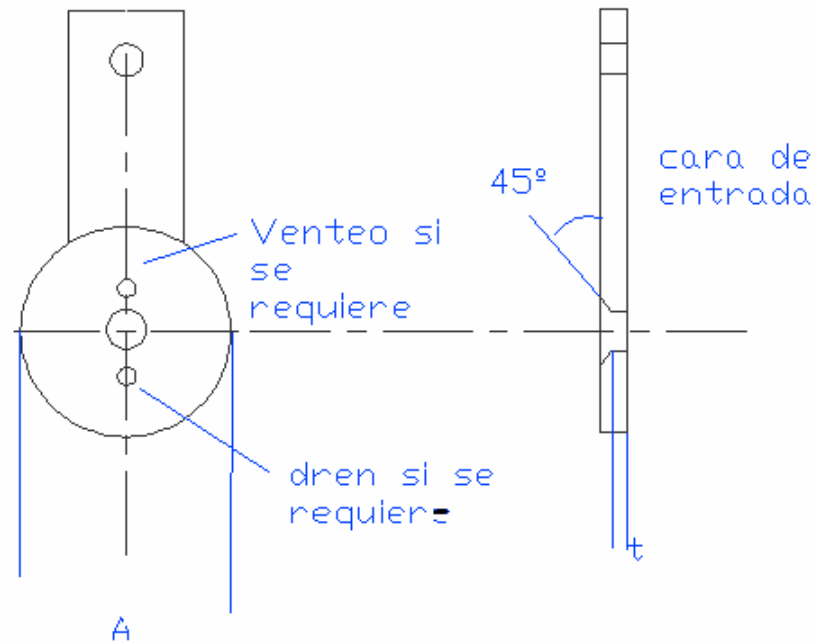
1/30 del diámetro interno del tubo DI.

1/8 del diámetro del orificio d.

¼ de la semidiferencia ((DI-d)/2).

Y se elige siempre el menor de estos valores. La placa se construye de acero inoxidable 304 o306, níquel, Hastelloy C,etc.

Figura B.4. Platina de orificio.



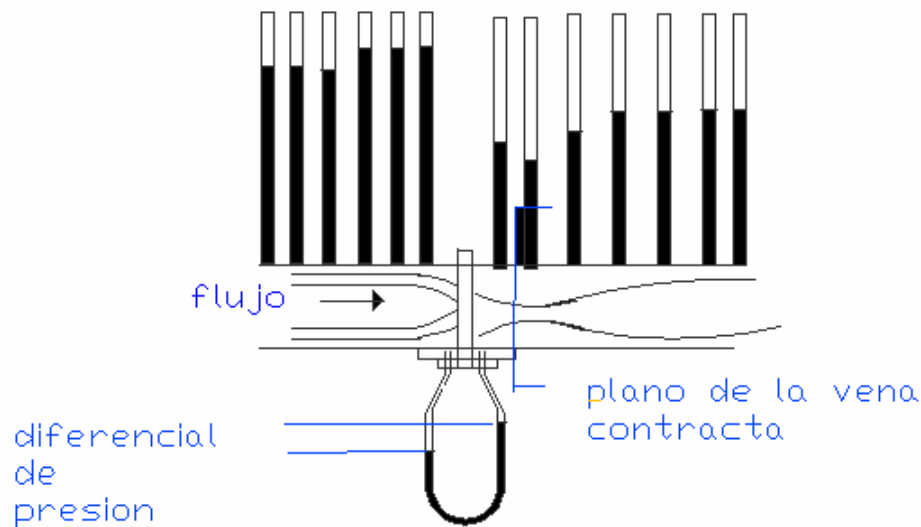
Fuente: CREUS, Antonio. Instrumentación industrial. Alfaomega: 1998. Sexta ed

Se suelda a la placa una oreja para marcar en ella su identificación, el lado de la entrada, capacidad, número de serie y en algunos casos la distancia de las tomas de presión.

La placas de orificio algunas veces se le perfora un pequeño orificio adicional en la parte baja de la placa para permitir el paso de condensados cuando se miden gases, y en la parte alta de la placa para permitir el paso de gases cuando el fluido que se mide es un líquido.

Para la instalación de la placa de orificio se emplean bridas porta placa. Cuando el flujo pasa a través del extremo afilado del orificio, el flujo continúa disminuyendo en diámetro hasta que el chorro formado alcanza un área mínima que se conoce con el nombre de vena contracta como se muestra en la figura B.5. El área de esta vena es aproximadamente 0.61 veces el área del orificio y varía con la relación de diámetros β (diámetro del orificio d / diámetro interno de la tubería DI).

Figura B.5. Perfil de presiones ocasionado por la platina de orificio.



Fuente: CREUS, Antonio. Instrumentación industrial. Alfaomega: 1998. Sexta ed

Como se puede observar en la figura B.5 en las columnas sombreadas el flujo llega con una presión estática y al pasar a través del orificio su velocidad aumenta y la presión disminuye, teniendo el menor valor de presión y la mayor velocidad de la vena contracta; mas adelante la presión se incrementa pero siempre habrá una perdida de presión que no se recupera. La diferencia de presiones que ocasiona la placa de orificios nos permite saber el caudal, porque, el caudal es proporcional a la raíz cuadrada de la caída de presión

El borde afilado el orificio produce la vena contracta y es muy importante el maquinado del filo del orificio porque es prácticamente la única línea de contacto efectivo entre la placa y el flujo, con perdidas por fricción despreciable. Cualquier picadura, rebaba, o redondez del borde afilado nos ocasionará errores en la medición. Se ha comprobado experimentalmente que un redondeo en el borde el orificio ocasiona un error del 2% a 10% de la capacidad máxima del medidor.

Las tomas de presión son de tres tipos: tomas de brida, toma de vena contracta, tomad e tubería. Las tomas de bridas son las mas empleadas en la industria y se logran practicando en las bridas porta placas unas perforaciones de 12.7mm

(1/2in), El centro e cada perforación deberá tener 25.4mm (1 in) de distancia a la cara de la placa.

Las tomas de vena contracta se consiguen realizando perforaciones en la tubería a una distancia de la placa de un diámetro de la tubería aguas arriba para la toma de alta presión y de medio diámetro después de la placa para la toma de baja presión.

Para la toma de la tubería se practican perforaciones a una distancia de la placa de $2^{1/2}$ diámetros aguas arriba y de 8 diámetros aguas abajo.

Al realizar los cálculos para determinar el diámetro interno de la placa de orificio, se deben tener en cuenta algunas consideraciones:

El orificio concéntrico es el más empleado. La relación β debe estar entre 0.3 0.8 para toda clase de fluidos de baja viscosidad, y de 0.4 0.8 para vapor. El límite de operación es de 70.3 kg/cm^2 y 426.6°C . Para aceites u otros fluidos altamente viscosos la relación no debe ser mayor a 0.5.

ANEXO C.
ASSAY DEL CRUDO SAN FERNANDO²³

FRACCION	CRUDO	GASES	N	KER	ACPM	GL	GM	GP	FON
	°C	0-27.7	27.7-171	171-260	260-371	371-428	426-482	482-537	537+
CARACTERISTICA	°F	32-82	82 - 340	340-500	500-700	700-800	800-900	900-1000	1000+
API 15.6°C (60°F)	8.7	C1=0.0/0.0	52.9	30.3	22.0	15.4	13.4	10.4	0.6
Densidad a 15.0°C (g/cc)	1.0078	C2=0.002/0.001	0.7665	0.8734	0.9208	0.9621	0.9756	0.9961	1.0705
Azufre (%w)	3.05	C3=0.055/0.023	0.14	0.8	1.9	2.79	2.87	3.16	3.5
RCC (%w)	16.4+/- .5	IC4=0.046/0.027			0.01	0.05	0.11	1.53+/-0.1	33.6+/-0.8
N.N. (mg KOH/g)	0.48	C4=0.091/0.051				0.21	0.21		
RVP (psi)	N/D	IC5=0.032/0.024							
Pto. Fluidez (°C)	30	C5=0.022/0.015				0	3	18	
VGC	0.926	C6+=0.008/0.007							
Ins n-C7 (%w)°C)	12.6								
Ins n-C5									
Factor K (UOP)			11.70	11.10	11.00	11.13	11.14	11.23	
Visc @ 11 °C (cSt)	66519		0.71(31.1)	2.59 (31.1)	15.48 (31.1)				12200.0 (160)
Visc @ 12°C (cSt)	15704		0.66 (37.7)	2.26 (37.7)	11.77 (37.7)	8.65 (100)	15.31(100)	54.3 (100)	1797.0 (190)
Cenizas (%w)	0.12								
BSW (%vol)	1								
Sal (lb/1000Bbl)	5								
Vanadio (ppm)	489								1050
Niquel (ppm)	119								238
Sodio (ppm)	5.4								9.2
Hierro (ppm)	24.4								50
Cobre (ppm)	N/D								2.5
Magnesio (ppm)	< 0.2								0.9
Calcio (ppm)	N/D								2.3
Chispa (°C)	N/D			105	163				
DESTILACION			D - 86			D - 1160			
P.I.E.			39.7	201.6	291.3				
5% Vol a ₁	241.1					371.1	388.1	451.8	
10% Vol a ₁	295.2		73.7	222.4	297.1	380.8	398.2	465.6	
15% Vol a ₁	330.5								
20% Vol a ₁	361.6		90.7	225.3	302.3	390.9	421.4	480.3	
25% Vol a ₁	389.9								
30% Vol a ₁	417.3		104.9	228.2	307.0	397.7	423.8	491.3	
35% Vol a ₁	441.9								
40% Vol a ₁	467.7		120.6	230.8	311.4	403.9	???	500.1	
45% Vol a ₁	496.4								
50% Vol a ₁	526.3		140.0	233.9	317.3	410.2	442.9	507.7	
55% Vol a ₁	558.8								
60% Vol a ₁			154.0	237.0	322.3	417.0	451.2	516.1	
70% Vol a ₁			163.3	240.3	328.5	424.9	460.4	525.2	
80% Vol a ₁			172.6	244.1	335.2	434.9	472.1	535.7	
90% Vol a ₁			181.1	249.0	342.9	450.7	490.8	551.7	
95% Vol a ₁									
P.F.E.			217.4	261.2	354.0	577.2	594.1	603.4	
Residuo			0.8	0.4	1.4				
Rendimiento %vol		0.255	2.50	3.62	14.12	6.60	11.94	9.14	51.48
Rendimiento % w			1.89	3.11	12.82	6.27	11.50	9.00	55.27
MON									
RON									
Pto. anilina (°C)			43.4	51	51	44.8	50.6	51.2	
Naftalenos (%vol)									
Parafinas (%vol)									
Iso-Parafinas (%vol)									
Aromáticos (%vol)									
Color			+15	+21	L 0.5	2.0	3.5	7	
Naftalenos (%vol)				3.82	10.5				
Pod calorífico (BTU/lb)				19421	19086				17743
Pto. congelación (°C)				< -60					
Pto. humo (mm)									
Ind. cetano					35.6				
Pto. ablandamiento (°C)									99.5
Penetración a 25°C (mm/10)									

²³ www.ecopetrol.com.co